

Einsatz innovativer Simulationstechniken zur Entwicklung eines High-Speed-Extrusionskonzeptes auf Basis von Feststoff-Schmelze-Trennung

Von der Fakultät für Ingenieurwissenschaften, Abteilung Maschinenbau und Verfahrenstechnik der

Universität Duisburg-Essen

zur Erlangung des akademischen Grades

eines

Doktors der Ingenieurwissenschaften

Dr.-Ing.

genehmigte Dissertation

von

Gregor Karrenberg

aus

Mülheim an der Ruhr

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Johannes Wortberg

Prof. Dr.-Ing. Christian Bonten

Tag der mündlichen Prüfung: 11.03.2016

lucundi acti labores.

Marcus Tullius Cicero

Vorwort / Danksagung

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl für Konstruktion und Kunststoffmaschinen des Instituts für Produkt Engineering an der Universität Duisburg-Essen in den Jahren 2010 bis 2015.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. J. Wortberg, der mich nicht nur in fachlicher Hinsicht jederzeit hervorragend unterstützt und gefördert hat, sondern darüber hinaus auch stets als wertvoller Ansprechpartner zur Verfügung stand. Herzlichen Dank für die vielen anregenden Diskussionen und wertvollen Ratschläge.

Auch Herrn Prof. Dr.-Ing. C. Bonten danke ich sehr für das aufgebrachte Interesse an meiner Arbeit und die Übernahme des Koreferates. Ebenso danke ich dem Vorsitzenden der Prüfungskommission Herrn Prof. Dr. rer. nat. J. Gottschling sowie dem Mitprüfer Herrn Prof. Dr.-Ing. G. Witt.

Meinen ehemaligen Kolleginnen und Kollegen am Institut danke ich für die durchweg gute, freundschaftliche Zusammenarbeit und die gemeinsame Zeit, die mir stets in sehr guter Erinnerung bleiben wird. Dabei möchte ich insbesondere meine langjährigen Bürokollegen Dr. Levente Szöke und Michael Burgfeld sowie Dr. Felix Heinzler, Dr. Burkhard Gronhoff, Thomas Reinhard, Alexander Porsch und Dr. Marius Janas erwähnen. Dr. Oliver te Heesen und Christoph Ketteler sei zudem sehr für die kritische Durchsicht meiner Arbeit gedankt.

Nicht zu vergessen sind auch meine ehemaligen studentischen Mitarbeiter und Abschlussarbeiter, deren engagierter Einsatz zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen hat.

Die Inhalte dieser Arbeit wurden u. a. im Rahmen öffentlich geförderter Forschungsvorhaben erarbeitet, daher gilt ein großer Dank auch der Deutschen Forschungsgemeinschaft (DFG). Der ETA Kunststofftechnologie GmbH und der WEMA GmbH danke ich sehr herzlich für die große Unterstützung bei der Konstruktion und Fertigung des High-Speed-S-Truders.

Für die kostenlose Bereitstellung der verwendeten Versuchsmaterialien möchte ich zudem die LyondellBasell Polyolefine GmbH, die Dow Chemical Company, die Borealis AG, die Styrolution Group GmbH und die A. Schulman GmbH erwähnen. Durch ihre großzügigen Spenden haben sie ebenfalls zum Erfolg dieser Arbeit beigetragen.

Nicht zuletzt danke ich meiner Familie, ganz besonders meinen Eltern und meiner Freundin Julia, für den großen Rückhalt, die moralische Unterstützung und den steten Zuspruch.

Mülheim an der Ruhr, März 2016

Gregor Karrenberg

Inhaltsverzeichnis

Zusammenfassung.....	VIII
Summary.....	XI
1 Einleitung	1
2 Stand der Forschung und Technik	3
2.1 Einschneckenextrusion	3
2.2 High-Speed-Extrusion	6
2.3 Alternative Extruderkonzepte	10
2.3.1 Extruder mit konventionellem Aufbau	11
2.3.2 S-Truder-Maschinen	15
3 Zielsetzung der Arbeit	21
4 Untersuchungen am HSST mit statischer Plastifizierhülse	23
4.1 Plastifizierungsversuche am HSST mit statischer Plastifizierhülse	23
4.2 Schneckenzugversuch am HSST mit statischer Plastifizierhülse	27
4.3 CFD-Simulation zum HSST mit statischer Plastifizierhülse	29
4.3.1 Bestehende Ansätze zur Darstellung von Aufschmelzprozessen	31
4.3.2 Numerische Berechnung von Strömungen in Kunststoffextrudern	36
4.3.2.1 Erhaltungsgleichungen	37
4.3.2.2 Diskretisierung des Rechengebiets	40
4.3.2.3 Darstellung rotierender Schnecken in Extrudern	40
4.3.3 Entwicklung eines universell einsetzbaren Materialmodells für Kunststoffe	44
4.3.3.1 Meltfraction	44
4.3.3.2 Viskosität	46
4.3.3.3 Spez. Enthalpie und spez. Wärmekapazität	48
4.3.3.4 Spez. Volumen und Dichte	50
4.3.3.5 Wärmeleitfähigkeit	51
4.3.3.6 Dissipation	53
4.3.4 Heizraten-Effekte	54
4.3.4.1 Heizraten in der High-Speed-Extrusion	55

4.3.4.2	Flash-DSC-Analyse	58
4.3.4.3	Implementierung der Heizraten-Effekte	60
4.3.5	Plastifiziertvorgänge im HSST mit statischer Plastifizierhülse.....	67
5	Entwicklung eines HSST mit rotierender Schneckenhülse	74
5.1	Aufbau des HSST mit rotierender Schneckenhülse	74
5.1.1	Plastifizierschnecken.....	78
5.1.2	Schneckenhülse.....	79
5.2	Detektierung der Schneckenhülsendrehzahl	84
5.3	Plastifiziertversuche am HSST mit rotierender Schneckenhülse.....	85
5.4	CFD-Simulation zum HSST mit rotierender Schneckenhülse	92
5.5	Konstruktive Optimierungsmaßnahmen.....	96
5.5.1	Zonenlängen Anpassung.....	97
5.5.2	DMR für High-Speed-Anwendungen	98
5.5.2.1	Optimierungsansätze.....	99
5.5.2.2	Waben-DMR.....	101
5.6	Plastifiziertversuche am HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse.....	104
5.7	CFD-Simulation zum HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse	108
6	Fazit und Ausblick	113
7	Verzeichnisse.....	116
7.1	Literaturverzeichnis	116
7.2	Abbildungsverzeichnis.....	126
7.3	Tabellenverzeichnis.....	129
A	Anhang	130
A.1	Navier-Stokes-Gleichungen.....	130
A.2	UDF-Programm-Code	131
A.3	Messergebnisse (rheologische und thermodyn. Materialeigenschaften).....	139
A.4	Protokolle der Plastifiziertversuche.....	143
	Curriculum Vitae.....	159

I Bezeichnungen

I.I Abkürzungen

Kurzzeichen

Bezeichnung

ABS	Acrylnitril-Butadien-Styrol
CAD	Computer Aided Design
CFD	Computational Fluid Dynamics
DEM	Diskrete Elemente Methode
DMR	Dynamic Mixing Ring
DMS	Dehnungsmessstreifen
DSC	Differential Scanning Calorimetry
FDM	Finite Differenzen Methode
F-DSC	Flash Differential Scanning Calorimetry
FEM	Finite Elemente Methode
FSC	Fast Scanning Calorimetry
FSI	Fluid-Structure-Interaction
FVM	Finite Volumen Methode
HKK	Heiz-Kühl-Kombination
HS	High-Speed
HSST	High-Speed-S-Truder
KU	Kinematische Umkehr
MEMS	Micro-Electro-Mechanical Systems
MRF	Multiple Reference Frame
MST	Mesh Superposition Technique
PE	Polyethylen
PE-HD	Polyethylen hoher Dichte
PE-LD	Polyethylen niedriger Dichte
PE-LLD	lineares Polyethylen niedriger Dichte
PP	Polypropylen

PP-H	Polypropylen Homopolymer
PP-R	Polypropylen Random Copolymer
PS	Polystyrol
PVC	Polyvinylchlorid
Ref.	Referenz
SHK	Schneckenhülse in kurzer Ausführung
SHL	Schneckenhülse in langer Ausführung
SM	Sliding Mesh
SRF	Single Reference Frame
TMR	Twente Mixing Ring
WLF	Williams, M. L.; Landel, R. F.; Ferry, J. D

I.II Lateinische Formelzeichen

<u>Symbol</u>	<u>Einheit</u>	<u>Bezeichnung</u>
a_T	$[-]$	WLF-Temperaturverschiebungsfaktor
\tilde{a}_T	$[-]$	mod. WLF-Temperaturverschiebungsfaktor
$\tilde{a}_{T_{max}}$	$[-]$	maximaler WLF-Temperaturverschiebungsfaktor
A	$[Pa * s]$	Nullviskosität (Carreau)
B	$[s]$	reziproke Übergangsgeschwindigkeit (Carreau)
c_p	$[J/(kg * K)]$	spez. Wärmekapazität
$c_{p,L}$	$[J/(kg * K)]$	spez. Wärmekapazität (Schmelze)
$c_{p,S}$	$[J/(kg * K)]$	spez. Wärmekapazität (Feststoff)
C	$[-]$	Steigung des strukturviskosen Abfalls (Carreau)
D	$[mm]$	Schneckendurchmesser
ES	$[-]$	Expansion-Shift-Faktor
$\bar{f} = [f_x \ f_y \ f_z]^T$	$[m/s^2]$	Beschleunigungsvektor
g	$[m/s^2]$	Gravitationskonstante
h	$[J/kg]$	spez. Enthalpie

h_L	$[J/kg]$	spez. Enthalpie (Schmelze)
h_S	$[J/kg]$	spez. Enthalpie (Feststoff)
Δh	$[J/kg]$	spez. Enthalpiedifferenz
Δh	$[mm]$	Scherspalthöhe
Δh_f	$[J/kg]$	spez. Schmelzwärme
$HS_{\lambda,S}$	$[W/(m * K)]$	Skalierungsfaktor der Wärmeleitfähigkeit (Feststoff)
m	$[kg]$	Masse
\dot{m}	$[kg/s]$	Massenstrom
$m_{h,L}$	$[J/(kg * K)]$	Änderungsrate der spez. Enthalpie (Schmelze)
$m_{h,S}$	$[J/(kg * K)]$	Änderungsrate der spez. Enthalpie (Feststoff)
$m_{v,L}$	$[m^3/(kg * K)]$	Änderungsrate des spez. Volumens (Schmelze)
$m_{v,S}$	$[m^3/(kg * K)]$	Änderungsrate des spez. Volumens (Feststoff)
$m_{\lambda,L}$	$[W/(m * K^2)]$	Änderungsrate der Wärmeleitfähigkeit (Schmelze)
MF	$[-]$	Meltfraction
MS	$[-]$	Melt-Shift-Faktor
n	$[min^{-1}]$	Schneckendrehzahl
$n_{h,L}$	$[J/kg]$	spez. Enthalpie bei 0 K (Schmelze)
$n_{h,S}$	$[J/kg]$	spez. Enthalpie bei 0 K (Feststoff)
$n_{v,L}$	$[J/kg]$	spez. Volumen bei 0 K (Schmelze)
$n_{v,S}$	$[J/kg]$	spez. Volumen bei 0 K (Feststoff)
$n_{\lambda,L}$	$[W/(m * K)]$	Wärmeleitfähigkeit bei 0 K (Schmelze)
p	$[bar]$	Druck
p_a	$[bar]$	Außendruck
p_i	$[bar]$	Innendruck
$P_{Diss.,m}$	$[W/kg]$	Dissipationsleistung pro Masseneinheit
$P_{Diss.,V}$	$[W/m^3]$	Dissipationsleistung pro Volumeneinheit
\dot{q}_S	$[W/m^3]$	spez. Wärmestrahlung
r	$[mm]$	Radius (DMR mit verringertem Durchmesser)

r	$[mm]$	Radius
r_a	$[mm]$	Außenradius
r_i	$[mm]$	Innenradius
R	$[mm]$	Radius (DMR mit Nenndurchmesser)
R_e	$[N/mm^2]$	Streckgrenze
R_{th}	$[K/W]$	Wärmewiderstand
S	$[-]$	Sicherheitsfaktor
t	$[s]$	Zeit
$\bar{t}_{verw.}$	$[s]$	mittlere Verweilzeit
Δt	$[s]$	Zeitspanne
T	$[K]$	Temperatur
T_0	$[K]$	Referenztemperatur
T_{Fin}	$[K]$	Endtemperatur des Aufschmelztemperaturbereichs
T_M	$[K]$	mittlere Schmelztemperatur
T_M^0	$[K]$	mittlere Schmelztemperatur (Heizrate von 0 K)
T_S	$[K]$	Standardtemperatur
T_{Start}	$[K]$	Eingangstemperatur des Granulats
$T_{\lambda,S}$	$[K]$	Peak-Temperatur der Wärmeleitfähigkeit (Feststoff)
ΔT	$[K]$	Temperaturdifferenz
TS	$[-]$	Skalierungsfaktor des Schmelztemperaturbereichs
v	$[m^3/kg]$	spez. Volumen
v_L	$[m^3/kg]$	spez. Volumen (Schmelze)
v_S	$[m^3/kg]$	spez. Volumen (Feststoff)
$\bar{v} = [u \quad v \quad w]^T$	$[m/s]$	Geschwindigkeitsvektor
Δv	$[m/s]$	Geschwindigkeitsdifferenz
Δv_r	$[m/s]$	Geschwindigkeitsdifferenz (DMR mit verringertem Durchmesser)
Δv_R	$[m/s]$	Geschwindigkeitsdifferenz (DMR mit Nenndurchmesser)

\dot{V}	$[m^3/s]$	Volumenstrom
V_{DMR}	$[m^3]$	Schmelzevolumen im DMR
$WS_{\lambda,S}$	$[K^{-2}]$	Skalierungsfaktor der Wärmeleitfähigkeit (Feststoff)
x	$[m]$	Koordinate im kartesischen Koordinatensystem
y	$[m]$	Koordinate im kartesischen Koordinatensystem
z	$[m]$	Koordinate im kartesischen Koordinatensystem

I.III Griechische Formelzeichen

<u>Symbol</u>	<u>Einheit</u>	<u>Bezeichnung</u>
β	$[K/s]$	Heizrate
$\beta_{rep.}$	$[K/s]$	repräsentative Heizrate
$\dot{\gamma}$	$[s^{-1}]$	Schergeschwindigkeit
$\bar{\dot{\gamma}} = \begin{bmatrix} \dot{\gamma}_{xx} & \dot{\gamma}_{xy} & \dot{\gamma}_{xz} \\ \dot{\gamma}_{yx} & \dot{\gamma}_{yy} & \dot{\gamma}_{yz} \\ \dot{\gamma}_{zx} & \dot{\gamma}_{zy} & \dot{\gamma}_{zz} \end{bmatrix}$	$[s^{-1}]$	Deformationsgeschwindigkeitstensor
$\dot{\gamma}_{Film}$	$[s^{-1}]$	Schergeschwindigkeit im Schmelzefilm
δ_{Film}	$[mm]$	Schmelzefilmdicke
η	$[Pa \cdot s]$	Viskosität
λ	$[W/(m \cdot K)]$	Wärmeleitfähigkeit
λ_L	$[W/(m \cdot K)]$	Wärmeleitfähigkeit (Schmelze)
λ_S	$[W/(m \cdot K)]$	Wärmeleitfähigkeit (Feststoff)
ρ	$[kg/m^3]$	Dichte
$\bar{\rho}$	$[kg/m^3]$	mittlere Dichte
σ_r	$[N/mm^2]$	Radialspannung
σ_u	$[N/mm^2]$	Umfangsspannung
σ_v	$[N/mm^2]$	Vergleichsspannung
$\sigma_{zul.}$	$[N/mm^2]$	zulässige Spannung
$\bar{\tau} = \begin{bmatrix} \tau_{xx} & \tau_{xy} & \tau_{xz} \\ \tau_{yx} & \tau_{yy} & \tau_{yz} \\ \tau_{zx} & \tau_{zy} & \tau_{zz} \end{bmatrix}$	$[N/mm^2]$	Spannungstensor
ω	$[s^{-1}]$	Winkelgeschwindigkeit

Zusammenfassung

Die Extrusion ist eines der bedeutendsten Verfahren zur Verarbeitung von Kunststoffen. Entsprechend stark ist das Interesse der Verarbeiter sowie der Maschinenhersteller an der Sicherstellung effizienter und wirtschaftlicher Prozesse. Die mit einem Extruder erzielbaren Durchsätze stellen hierbei eine primäre Richtgröße dar. Zur Steigerung der Wirtschaftlichkeit eines Extruders ist somit eine Anhebung der verarbeitbaren Durchsätze bei gleichbleibender stofflicher wie auch thermischer Homogenität und hoher Qualität der erzeugten Schmelze bei unveränderter Baugröße anzustreben.

Das größte Potenzial zur Realisierung dieses Ziels wird vielfach im Einsatz schnelldrehender Schnecken gesehen. Die High-Speed-Extrusion scheint zunächst eine sehr einfache Methode zur Durchsatzsteigerung zu sein. Aber tatsächlich ist sie lediglich in der Doppelschneckenextrusion etabliert. In der Einschneckenextrusion sind jedoch noch entscheidende Probleme, insbesondere bzgl. der Einhaltung zulässiger Schmelzetemperaturen und der Gewährleistung einer ansprechenden Extrudatqualität, zu lösen. Dies liegt u. a. an den auftretenden hohen Schergeschwindigkeiten, die zu starker Schererwärmung des Materials führen. Zudem wird oftmals ein signifikanter Abfall des spezifischen Durchsatzes mit steigender Schneckendrehzahl beobachtet. Dies wirkt sich ebenfalls negativ auf die Temperaturentwicklung der Schmelze aus. Weiterhin ist das Auftreten von nicht aufgeschmolzenem Granulat im Extrudat ein nicht zu vernachlässigendes Problem, denn vor allem die einwandfreie Schmelzequalität stellt eine wesentliche Anforderung an die Extrusion dar.

Im Rahmen dieser Dissertation wird daher die Entwicklung des High-Speed-S-Truder-Konzeptes, ausgehend von den Ergebnissen von Großmann unter Einsatz innovativer Simulationstechniken weiter vorangetrieben. Hierzu wird zunächst das bestehende Konzept mittels umfangreicher experimenteller sowie theoretischer Arbeiten untersucht. Der Fokus liegt dabei auf der Generierung von Prozesswissen bzgl. der Aufschmelzabläufe und Strömungsvorgänge im High-Speed-S-Truder. Vor allem dem Einsatz von computer-gestützten Simulationsmethoden wird dabei eine besondere Bedeutung zuteil, da diese es ermöglichen, einen detaillierten virtuellen Einblick in das Innere der Maschine zu erhalten.

Grundlegende Ansätze zur Simulation von Förder- und Plastifizierungsvorgängen in Kunststoffextrudern existieren zwar, jedoch sind diese oft eindimensional und i. d. R. auf den klassischen Extruder zugeschnitten und daher nicht für den High-Speed-S-Truder anwendbar. Andere universell nutzbare Modelle befinden sich noch im Entwicklungsstatus und sind nicht weit genug ausgereift, um sie verwenden zu können. Einen Schwerpunkt dieser Arbeit stellt daher die Ausarbeitung eines eigenen, innovativen und universell einsetzbaren Materialmodells sowie dessen Implementierung in eine kommerzielle CFD-Umgebung dar. Das Materialmodell basiert auf dem in der Forschung bekannten Ansatz eines sehr hochviskosen Fluids zur Abbildung von Feststoffen bzw. Schüttgütern. Mithilfe

des etablierten Carreau-Viskositätsmodells, kombiniert mit einem modifizierten WLF-Temperaturverschiebungsfaktor, gelingt es, das rheologische Verhalten eines erweichenden Granulats mit dem einer Kunststoffschmelze in einem mathematischen Modell zusammenzufassen. Feststoff und Schmelze können so gemeinsam als ein strömendes Kontinuum abgebildet werden. Dadurch wird der Einsatz eines CFD-Solvers zur Simulation der Plastifizierprozesse in einem beliebig gestalteten Extruder ermöglicht.

Auch die thermodynamischen Materialeigenschaften werden durch das Materialmodell über einem breiten Temperaturbereich, von Raum- bis über die Verarbeitungstemperatur hinaus, berücksichtigt. Dazu werden die Eigenschaften des Feststoffs und der Schmelze separat betrachtet und mittels einer stetigen Gewichtungsfunktion, der Meltfraction-Funktion, überlagert. Die Konsistenz und numerische Robustheit der einzelnen eigenschaftsbeschreibenden Funktionen werden so gewährleistet. Weiterhin lassen sich durch Kalibrierung der Meltfraction-Funktion heizratenabhängige Verschiebungseffekte bzgl. der Lage und der Breite des Aufschmelztemperaturbereichs einbinden. Dies ist gerade für die Simulation von High-Speed-Extrusionsprozessen zwingend erforderlich, da mittels Flash-DSC-Untersuchungen nachgewiesen werden kann, dass die dynamischen Abläufe des Schmelzens in der High-Speed-Extrusion deutlich von den mit gängigen Analyseprozessen ermittelten Abläufen abweichen. Kalibriert wird das Modell durch den Abgleich von Simulationsergebnissen mit Schnittbildern von eingefärbtem Material aus einem Schneckenzugversuch, der Teil umfangreicher Plastifizierungsversuche ist. Mittels des kalibrierten Materialmodells wird die Extrusion mit dem High-Speed-S-Truder simuliert und Optimierungspotenziale werden aufgedeckt.

Ein überarbeiteter Prototyp des High-Speed-S-Truders wird auf Grundlage dieser Untersuchungen entwickelt und in Laborversuchen getestet. Das Konzept ersetzt die ursprünglich statische Plastifizierhülse durch eine frei rotierbare Hülse mit einem an der Außenseite verlaufenden Schneckensteg, der sogenannten Schneckenhülse. Diese besitzt mehrere hundert feine, radiale Bohrungen am Grund, sodass das Prinzip der Feststoff-Schmelze-Trennung unverändert beibehalten wird. Die Schneckenhülse umschließt die eigentliche Plastifizierschnecke im Bereich der Plastifizierungszone und wird durch Schleppkräfte in Rotation versetzt. Während der Extrusion entstehende Schmelze wird durch die Bohrungen der Schneckenhülse aus dem Gang der schnellrotierenden Schnecke in den Gang der langsam rotierenden Schneckenhülse abgeführt und dort aktiv, aber schonend weitergefördert. Das ohnehin bereits plastifizierte Material wird keiner weiteren, unnötig hohen Scherbelastung ausgesetzt. Ein weiterer Vorteil, der sich durch die Abfuhr der Schmelze aus dem Schneckengang ergibt, ist die Unterdrückung einer Schmelzewirbelbildung innerhalb der Schneckenhülse. Hierdurch verbleibt die Plastifizierungsleistung stets auf einem hohen Niveau. Die abgeführte Schmelze wird zu einem speziell für die High-Speed Extrusion ausgelegten

dynamischen Mischer, der als Waben-DMR bezeichnet wird und die ausreichende Homogenität des Extrudats sicherstellt, weitergefördert und anschließend durch ein Werkzeug gepresst.

Durch den unkonventionellen, aber dennoch simplen Aufbau des High-Speed-S-Truders unterscheiden sich die im Inneren ablaufenden Plastifizierungsvorgänge teils deutlich von den bekannten Mechanismen. Daher werden auch die Vorgänge im neuen Prototypen mittels des o. g. Materialmodells im Rahmen von weiteren CFD-Simulationen sichtbar gemacht und die getroffenen konstruktiven Änderungen überprüft und optimiert. Die Leistungsfähigkeit des neuen High-Speed-S-Truders wird durch reale Plastifizierungsversuche mit gängigen Standard-Kunststoffen (PE-LD, PE-LLD, PS) nachgewiesen.

Sowohl die Simulationen als auch die Plastifizierungsversuche belegen das große Potenzial des entwickelten 35 mm-Extruders, dessen Länge sich auf $21 D$ beläuft. Die o. g. Kunststoffe werden bei Schneckendrehzahl von bis zu 1.000 min^{-1} und Durchsätzen zwischen 100 – 200 kg/h verarbeitet. Dabei werden die Verarbeitungsleistungen des Vorgängermodells in eigenen Vergleichsexperimenten übertroffen. Auch der beim Vorgängermodell auftretende Ausstoß von Feststoffresten im Extrudat wird durch den nun genutzten dynamischen Mischer unterbunden.

Summary

Extrusion is one of the most important methods for the processing of polymeric materials. Accordingly strong is the interest of processors and machine manufacturers to ensure an efficient and economic process. Therefor the reachable throughput of an extruder is a primary benchmark. Thus, for an increase in an extruders efficiency a rise in processable throughputs at unchanged material and thermal homogeneity and high quality of generated melt is to be achieved at a constant machine size.

The greatest potential for the realization of this goal is often seen in the use of fast rotating screws. High-speed-extrusion initially seems to be a very simple way to increase throughput. But in fact it is only established for twin screw extrusion. However, for single screw extrusion decisive problems dealing especially with the compliance of permitted melt temperatures and the warranty of an appealing quality of the extrudate are still to be solved. This is partly due to the resulting high shear rates, which lead to strong shear heating of the material. In addition to that, often a significant decrease in the specific throughput is observed with increasing screw speed. This also has a negative influence on the temperature development of the melt. Furthermore, the occurrence of non-melted granules in the extrudate is a non-negligible problem, because especially the proper melt quality is an essential requirement to the extrusion.

Therefore, in this thesis the development of the High-Speed-S-Truder concept, starting from the results of Grossmann, is further developed by the use of innovative simulation techniques. For this purpose, the existing concept is examined initially by means of extensive experimental and theoretical work. Thereby, the focus is set on the generation of process knowledge concerning the melting characteristics and flow processes in the High-Speed-S-Truder. Particularly the use of computer-aided simulation methods is thereby of special interest, since this makes it possible to get an detailed, virtual insight into the interior of the machine.

Basic approaches to simulate the conveying and plasticizing processes in plastic extruders exist, but these are often one-dimensional and usually adapted to the classic extruder and therefore not applicable for the High-Speed-S-Truder. Other universally usable models are still in the development status and are not far enough mellowed to use them. A main focus of this work is therefore the development of an own, innovative and universally applicable material model and its implementation in a commercial CFD software. The material model is based on the in sciences well-known approach of a very high viscous fluid to represent solids or bulk materials. With aid of the established Carreau viscosity model in combination with a modified WLF temperature shift factor it succeeds to describe the rheological behavior of softening resin and a polymeric melt in just one mathematical model. Solid and melt can be

depicted together as one flowing continuum. Thus, the usage of a CFD-solver for the simulation of plastification in an arbitrary designed extruder becomes possible.

Also the thermodynamic material properties are taken into consideration by the material model over a wide temperature range starting at room temperature and ending beyond the processing temperature. For this, the properties of the solid material and the melt are considered separately and superimposed by means of a continuous weighting function, the meltfraction function. Thus, the consistency and numerical robustness of the individual property descriptive functions is guaranteed. Furthermore, heating rate dependent shift effects relating to the position and the width of the melting temperature range can be embedded by calibration of the meltfraction function. This is absolutely necessary, especially for the simulation of high-speed-extrusion processes, as can be demonstrated by flash DSC studies that the dynamic processes of melting in the high speed extrusion differ materially from those determined using standard analysis processes. The model is calibrated by comparison of simulation results with sectional cut views of colored material from a screw freezing experiment, which is part of extensive plasticization experiments. Using the calibrated material model the extrusion process with the High-Speed-S-Truder is simulated and optimization potential is revealed.

A revised prototype of the high-speed S-Truder is developed based upon these studies and tested in laboratory experiments. The concept replaces the initially fixed plastification sleeve by a freely rotatable sleeve with a screw flight running on the outer surface, the so-called screw sleeve. This has several hundred fine, radial bores on its base so that the principle of solid-melt-separation is maintained unchanged. The screw sleeve surrounds the plasticizing screw in the area of the plasticizing zone and is rotated by drag forces. During the extrusion, generated melt is discharged through the bores of the screw sleeve out of the screw channel of the rapidly rotating screw into the screw channel of the slowly rotating screw sleeve where it is actively but gently conveyed. The already plasticized material is not subjected to further, unnecessary high shear stress. Another advantage, which results from the discharge of the melt from the screw channel, is the suppression of a meltpool formation within the screw sleeve. As a result, the plasticizing capacity always remains on a high level. The discharged melt is conveyed to a specifically for high-speed-extrusion processes designed dynamic mixing device, referred to as honeycomb-DMR, which ensures a sufficient homogeneity of the extrudate, and is then pressed through a die.

Due to the unconventional, but yet simple design of the High-Speed-S-Truder, the plasticizing processes running inside differ significantly from the known mechanisms. Therefore, the processes in the new prototype will be made visible by means of the above mentioned material model in further CFD simulations and the constructive changes are checked and optimized. The performance of the new High-Speed-S-Truder is finally

demonstrated by real plasticizing experiments with common standard plastics (PE-LD, PE-LLD, PS).

Both, the simulations as well as the plasticizing experiments demonstrate the great potential of the developed 35 mm extruder, whose length amounts to 21 D . The above mentioned polymers are processed at screw speeds up to 1.000 rpm and throughputs between 100 – 200 kg/h. Thereby the processing capacities of the previous model from own comparative experiments are beaten. Also the occurring extrusion of non-melted resin in the extrudate of the predecessor model is now avoided by the use of the dynamic mixing device.

1 Einleitung

Kunststoffe sind ein fester Bestandteil unseres heutigen Alltags. Aufgrund ihrer zahlreichen vorteilhaften Eigenschaften, wie z. B. ihrem niedrigen spezifischen Gewicht, ihrer elektrisch isolierenden Wirkung, den umfangreichen Formgebungsmöglichkeiten u.v.m., genießen sie viele Einsatzmöglichkeiten in wichtigen Industriezweigen, wie der Verpackungsindustrie, dem Baugewerbe, der Automobilindustrie, der Luft- und Raumfahrttechnik, der Elektroindustrie, der Medizintechnik und der Landwirtschaft [Pla15].

Ihre große Bedeutung verdanken Kunststoffe aber vor allem ihrer erstaunlichen Vielfalt. Für fast jede Aufgabe lassen sich die Materialeigenschaften und somit auch die Eigenschaften von Endprodukten durch die gezielte Zugabe von Additiven und Füllstoffen bewusst beeinflussen und gezielt an den jeweiligen Einsatz anpassen. Nicht zu Unrecht werden Kunststoffe daher oftmals als Werkstoff nach Maß bezeichnet und gelten als der Werkstoff des 21. Jahrhunderts [EHE08, Pla15]. Zudem besitzen Kunststoffe ein sehr gutes Preis-Leistungs-Verhältnis und sind obendrein mit vergleichsweise geringem Aufwand und Energiebedarf nahezu beliebig formbar, sodass ihre Verwendung nicht nur aus technischer und funktionaler Sicht, sondern auch wirtschaftlich äußerst interessant ist.

Eines der für die Kunststoffverarbeitung bedeutendsten Verfahren ist die Extrusion. Durch Rotation einer Plastifizier- und Förderschnecke in einem temperierten Zylinder wird meist granulatiförmiges Rohmaterial aufgeschmolzen, homogenisiert und unter Druck durch ein nachfolgendes, formgebendes Werkzeug gepresst. Dabei entstehen zumeist Endlos-Halbzeuge wie z. B. Rohre, Schläuche, Platten, Folien und Profile, die in nachfolgenden Prozessen weiter be- bzw. verarbeitet werden. Aber auch eine direkte Weiterverarbeitung des Extrudats ist möglich, wie etwa beim Blasformen oder Inline-Thermoformen.

Aufgrund der enormen Bedeutung für eine effiziente Kunststoffverarbeitung und Herstellung qualitativ hochwertiger Produkte sowie bedingt durch einen stetig zunehmenden Kostendruck durch den Wettbewerb am Markt, sind die Hersteller von Extrusionsanlagen ebenso wie die Verarbeiter hochgradig an einer Steigerung der Wirtschaftlichkeit des Extrusionsprozesses interessiert. Diese wird eng mit den erzielbaren Förder- und Plastifizieraten verknüpft, sodass die Steigerung des Massedurchsatzes bei gleichbleibender Maschinengröße und weiterhin hervorragender Schmelzequalität bzgl. der thermischen und stofflichen Homogenität eines der wesentlichen Entwicklungsziele darstellt [Gor11, Gro11, Hoe14, Rah08, Schö94, SH13, SHW11]. Um diesem Ziel näher zu kommen, sind bereits in den vergangenen Jahrzehnten erhebliche Forschungsanstrengungen getätigt worden, durch die die Vorgänge in Extrudern untersucht, verstanden und mithilfe von Modellen beschrieben wurden. Dank des deutlich gesteigerten Prozessverständnisses können Extruder heute gezielt auf die Verarbeitung verschiedener Materialien auslegt werden. Mittels geometrischer Anpassungen und Optimierungen wie z. B. Barrierschnecken und/oder genutete Einzugs-

zonen konnten in jüngerer Vergangenheit enorme Leistungssteigerungen in der Extrusion erzielt werden [Pap06, Poh03, WM97]. Nach aktuellen Einschätzungen ist eine weitere Steigerung durch eine geometrische Überarbeitung jedoch nur schwer vorstellbar [Gro11], sodass andere Maßnahmen zur weiteren Steigerung des Durchsatzes ergriffen werden müssen.

Ein vielversprechender Ansatz ist die Erhöhung der nutzbaren Schneckendrehzahlen bis in den High-Speed-Bereich – eine Idee, die erstmals bereits vor über 50 Jahren verfolgt wurde. Damals konnte dieser Ansatz aufgrund mangelnden Verständnisses über den Extrusionsprozess jedoch nicht erfolgreich umgesetzt werden [Bec59]. Heute hingegen zählen High-Speed-Extruder in der Doppelschneckenextrusion zum Stand der Technik und auch in der Einschneckenextrusion sind sie vermehrt anzutreffen. Die dort genutzten Extruder werden meist zur Verarbeitung von Standardkunststoffen wie Polyethylen, Polypropylen oder Polystyrol eingesetzt, besitzen einen Schneckendurchmesser zwischen 60 mm und 120 mm und Ausstoßleistungen bis zu mehreren Tonnen pro Stunde. Unterhalb dieser Abmessungen stoßen die derzeitigen Entwicklungsansätze allerdings an ihre Grenzen. Prozessseitige Probleme insbesondere bzgl. der Schmelztemperatur, der Qualität des Extrudats sowie des spez. Durchsatzes konnten bislang für schnelldrehende Einschneckenextruder geringen Schneckendurchmessers nicht hinreichend gelöst werden, um einen industriellen Betrieb zu ermöglichen. Auch mittels diverser alternativer Extrusions- und Plastifizierkonzepte ist dies bisher nicht gelungen.

2 Stand der Forschung und Technik

Die Extrusion ist eines der bedeutendsten Verfahren in der Verarbeitung von Kunststoffen. Extruder werden in der Herstellung und Aufbereitung von Polymeren und Zusatzstoffen, in der Verarbeitung zu Produkten ebenso wie zur Wiederaufbereitung eingesetzt. Sie sind in vielen Bereichen der Kunststoffindustrie anzutreffen und nahezu alle Kunststoffe durchlaufen im Rahmen ihres Lebenszyklus mindestens einmal eine Extrusionslinie [Chu11].

Gemäß dem jeweiligen Prozess kommen unterschiedliche Arten von Extrudern zum Einsatz. Diese unterscheiden sich in ihrer Bauart und der jeweiligen Betriebsweise. Zu unterscheiden ist im Wesentlichen zwischen Einschneckenextrudern und Doppelschneckenextrudern in gleichläufiger und gegenläufiger Fahrweise. Daneben sind zahlreiche Sonderbauformen verfügbar. Da Doppelschneckenextruder hauptsächlich in der Aufbereitung und der Verarbeitung thermisch sensibler Materialien, wie z. B. Polyvinylchlorid (PVC), Anwendung finden [Bon14, HM15], sind sie für die vorliegende Arbeit nicht von Interesse und werden nicht weiter berücksichtigt. Der Fokus wird auf Einschneckenplastifizierextruder gelegt.

Nachfolgend wird die generelle Struktur einer Extrusionsanlage vorgestellt und der Aufbau eines Einschneckenplastifizierextruders, der die Hauptkomponente einer solchen Anlage darstellt, im Detail erläutert. Dabei wird auch auf den Ablauf der Plastifizierung in einem Extruder eingegangen. Die an die Extrusion gestellten Anforderungen werden benannt und die daraus resultierenden Herausforderungen der High-Speed-Extrusion bestimmt. Eine Auswahl alternativer Extrusionskonzepte, die diesen Ansprüchen gerecht werden sollen, werden vorgestellt. Sie können den o. g. Sonderbauformen zugeordnet werden. Hierzu zählen u. a. auch die S-Truder-Maschinen, die am Institut für Produkt Engineering der Universität Duisburg-Essen entwickelt werden. Auch das im Rahmen dieser Dissertation erarbeitete Extrusionskonzept zählt zu den S-Trudern.

2.1 Einschneckenextrusion

Der Einschneckenextruder ist für die Plastifizierung und Verarbeitung von Kunststoffen von besonderer Bedeutung. Ein Großteil aller thermoplastischen Materialien wird auf solchen Maschinen in einem kontinuierlichen, urformenden Prozess verarbeitet. Es handelt sich üblicherweise um Halbzeuge, wie Rohre, Schläuche, Profile, Platten, Folien und dergleichen. Diese Produkte besitzen einen zweidimensionalen Querschnitt und werden „endlos“ in die Tiefe extrudiert [Bon14]. Der Extruder stellt dabei stets die Kernkomponente der Extrusionsanlage dar. Sein grundsätzlicher Aufbau, der in Abbildung 2.1 dargestellt ist, ist unabhängig vom zu verarbeitenden Material und dem zu fertigenden Produkt.

Der Extruder nimmt die meist granulat- oder pulverförmigen Rohmaterialien über den Einfülltrichter auf und übergibt sie an die Plastifizierschnecke. Diese befindet sich in einem metallischen, mit Temperiereinheiten bestückten Zylinder und wird durch einen Elektromotor

mit Untersetzungsgetriebe angetrieben. Bedingt durch die Rotation der Schnecke wird das Material eingezogen und durch den Extruder gefördert. Dabei wird der Kunststoff kompaktiert, plastifiziert und schließlich homogenisiert. Zudem baut der Extruder den Druck auf, der notwendig ist, um die entstehende Schmelze durch das formgebende Werkzeug zu pressen. Über die Maschinensteuerung lassen sich Prozessparameter, wie z. B. die Schneckendrehzahl, der Durchsatz, Zonen- und Schmelzetemperaturen, Drücke etc. jederzeit einsehen, dokumentieren, steuern und/oder regeln.

Im Anschluss an das Werkzeug folgen eine Kalibriereinheit und die Kühlstrecke, um die gewünschte Form des Produktes einzufrieren und es in einen formstabilen Zustand herabzukühlen. Das Produkt wird von einem Abzug aufgenommen, zugeschnitten und bei Bedarf weiterverarbeitet.

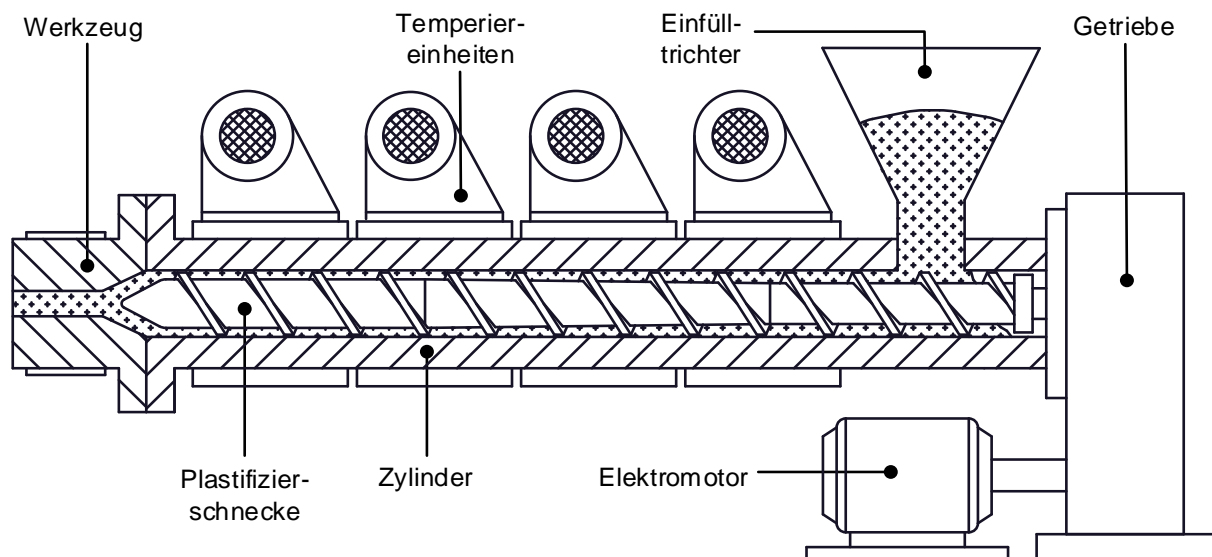


Abbildung 2.1: Aufbau eines Einschneckenextruders

Da Kunststoffe in ihrem Verarbeitungsverhalten teils erhebliche Unterschiede aufzeigen, ist die Schnecke in ihrem Design stets auf die Verarbeitung eines bzw. einiger weniger Materialien zugeschnitten und damit das zentrale Element eines Extruders. Eine an den Prozess angepasste Schneckengeometrie ist für die pulsationsfreie Bereitstellung einer sowohl thermisch als auch stofflich homogenen Schmelze unumgänglich.

Entsprechend der erforderlichen Prozessschritte werden Extruderschnecken in Funktionszonen gegliedert. Die sogenannte 3-Zonen-Schnecke stellt dabei die einfachste Form dar. Sie besitzt eine tief geschnittene Einzugszone, die dem Schüttgut im Trichter ausreichend Raum zum Einrieseln bietet und es in den Plastifizierzylinder fördert. In der nachfolgenden Kompressionszone wird die Gangtiefe der Schnecke kontinuierlich verringert, wodurch das Granulat zu einem kompaktierten Feststoffbett verdichtet und schließlich aufgeschmolzen wird. Dies geschieht primär durch Reibung zwischen den Granulatkörnern und durch

Dissipation in der hochviskosen Schmelze. Eine geringfügige Einflussnahme durch zusätzliche Wärmezufuhr über den Zylinder durch die außen anliegenden Heizbänder der Temperiereinheiten ist ebenfalls möglich. Das Material beginnt zunächst an der heißen Innenwand des Zylinders aufzuschmelzen und es bildet sich ein dünner Schmelzefilm, der stetig anwächst, bis er durch die Schneckenrotation vom Schneckensteg erfasst und abgeschabt wird. Die Schmelze beginnt sich vor der sogenannten aktiven Flanke des Schneckenstegs zu sammeln. Ein geringer Schmelzeanteil überströmt den Steg durch das Spiel zwischen Schnecke und Zylinder, fließt an der passiven Flanke herab und unterläuft das Feststoffbett. Der Feststoff ist letztlich vollkommen von Schmelze umströmt und schmilzt durch Wärmeleitung von außen her auf (Abbildung 2.2 a). Dabei wächst der Schmelzepool vor der aktiven Stegflanke in axialer Richtung immerzu an, während das Feststoffbett in seiner Breite abnimmt. Am Ende der Kompressionszone ist der Kunststoff weitgehend plastifiziert und die Schmelze wird an die Meteringzone übergeben. Hier wird das Material weiter geschert und homogenisiert. Im Falle eines konventionellen Extruders – aufgrund der durchgängig glatten Zylinderinnenfläche auch als Glattrohretruder bezeichnet – wird zudem der zum Durchströmen des Werkzeugs erforderliche Schmelzedruck aufgebaut. Der Strömungswiderstand des Werkzeugs ist in diesem Fall durchsatzbestimmend.

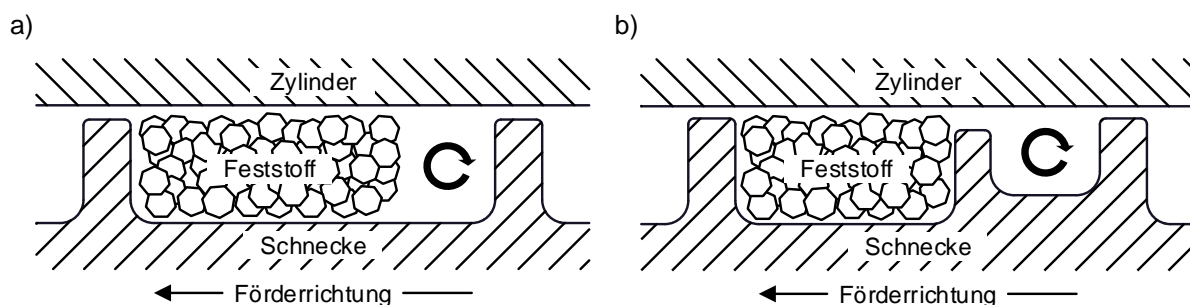


Abbildung 2.2: Aufschmelzmodelle der konventionellen Schnecke (a) und der Barrierschnecke (b)

In modernen Maschinen kommen in zunehmendem Maße Barrierschnecken zum Einsatz. Diese nehmen nach und nach den Status der Standardbauform für die Extrusion ein. Die Barrierschnecke unterscheidet sich von konventionellen Schneckenkonzepten durch die Trennung von Feststoff und Schmelze im Bereich der Barrierezone. Hierzu wird im Anschluss an die Einzugszone ein Barrieresteg eingearbeitet, der den Schneckenang in zwei separate Kanäle für die jeweilige Aufnahme von Feststoff und Schmelze aufteilt. Der Barrieresteg ist etwas niedriger ausgeführt als der Hauptsteg. Dadurch kann die am Zylinder entstehende Schmelze über den Barrieresteg hinweg in den Schmelzekanal strömen, während das Granulat im Feststoffkanal gehalten wird (Abbildung 2.2 b). Dieser wird zum Ende der Plastifizierungszone hin kontinuierlich flacher und/oder schmaler und läuft letztlich in einer Sacknut aus. Der Schmelzekanal hingegen nimmt entsprechend des stetig zunehmen-

den Schmelzeanteils in seinen Maßen zu und ist zur Schneckenspitze hin offen gestaltet. Die Barrierschnecke entkoppelt somit die Plastifizierung von der Schmelzeförderung und gewährleistet damit, dass ausschließlich plastifiziertes Material in die Meteringzone gelangen kann. Zudem wird ihr, dank der räumlichen Trennung von Feststoff und Schmelze, eine Steigerung der spez. Plastifizierleistung und eine bessere Beherrschbarkeit der Schmelztemperatur zugesprochen.

Für ein derzeit optimales System bietet sich der Einsatz einer Barrierschnecke in einem Nutbuchsensextruder an [Mic01, Wor93]. Dieser besitzt im Einzugsbereich einen axial oder wendelförmig genuteten Zylinder. In diesen Nuten verkanten sich die Granulatkörner und ein Umlaufen mit der Schnecke wird vermieden. Nutbuchsensextruder werden daher auch als fördersteif bezeichnet. Damit sich die Nuten jedoch nicht mit Schmelze füllen und das Förderprinzip zum Erliegen kommt, muss die Einzugszone gekühlt und von den nachfolgenden Zylinderzonen thermisch getrennt werden. Anders als beim Glattrohrextruder erfolgt der Druckaufbau im Nutbuchsensextruder nun bereits in der Einzugszone, sodass der Durchsatz nicht mehr vom Werkzeugegendruck bestimmt wird.

Weitere Verbesserungen bzgl. Förderkonstanz, Druckaufbauverhalten und Schmelztemperaturentwicklung sind zudem durch Verwendung eines durchgehend genuteten Extruderzylinders in Kombination mit einer Barrierschnecke zu erzielen. Extruder dieser Art werden unter der Bezeichnung HELIBAR vertrieben. Da die Nuten innerhalb der Plastifizierungszone den Aufschmelzprozess maßgeblich beeinflussen, kann HELIBAR auch als alternatives Extruderkonzept angesehen werden. Eine detaillierte Schilderung dieses Konzeptes erfolgt daher an entsprechender Stelle in Kapitel 2.3.1. Des Weiteren können ausführliche und tiefer gehende Erläuterungen bzgl. der Extrusion, des Aufbaus der o. g. Extrudertypen sowie dem Design von Schnecken der genutzten Grundlagenliteratur [BMS14, Bon14, Chu11, HM15, Joh04, Lim13] entnommen werden.

2.2 High-Speed-Extrusion

Aufgrund des ständig wachsenden Wettbewerbs am Markt sind Kunststoffverarbeiter ebenso wie die Hersteller kunststoffverarbeitender Maschinen einem zunehmenden Kostendruck ausgesetzt. Die Verbesserung der Wirtschaftlichkeit des Extrusionsprozesses steht daher seit langem im Fokus vieler Forschungs- und Entwicklungsarbeiten. Dieses Ziel ist in Bezug auf Herstellungs- oder Verarbeitungsprozesse immer eng mit den erreichbaren Durchsätzen verbunden. Für die Kunststoffextrusion bedeutet dies eine Steigerung der erzielbaren Massedurchsätze bei gleichbleibender Maschinengröße und unter Einhaltung gegebener Qualitätsstandards.

Die Steigerung der Leistungsfähigkeit von Einschneckenextrudern ohne Anhebung des Schneckendurchmessers ist verfahrenstechnisch auf mehreren Wegen erreichbar. So

konnten beispielsweise dank eines über die vergangenen Jahrzehnte stark verbesserten Prozessverständnisses Optimierungen an Zylinder- und Schneckengeometrie vorgenommen werden. Zwei Beispiele für im industriellen Alltag etablierte Varianten wurden bereits im vorhergehenden Kapitel 2.1 angesprochen. Zum einen ist hier der gegendruckunabhängige Massedurchsatz durch Einsatz eines Nutbuchsenextruders zu nennen. Zum anderen kann die Entwicklung optimierter Schneckengeometrien, wie etwa die Barrierschnecke, als wesentlicher Beitrag zur Leistungssteigerung der Extruder angesehen werden [Pap06, Poh03, WM97]. Laut [Gro11] ist die Optimierung der Schneckengeometrie inzwischen aber weitgehend ausgereizt. Eine weitere Anhebung der Plastifizierleistung über das Design der Schnecke ist lediglich in begrenztem Maße zu erwarten.

Ein weiterer Ansatz, der momentan das größte, noch nicht genutzte Potenzial zur Durchsatzsteigerung bietet, ist die Erhöhung der Schneckendrehzahl bis in den High-Speed-Bereich. Dieser Bereich ist laut der Definition von Predöhl aus dem Jahr 1979 erreicht, wenn die Schneckenumfangsgeschwindigkeit 1 m/s übersteigt [Pre79]. Diese Grenze wird heute bereits deutlich überschritten, was allerdings nicht ausschließlich an steigenden Drehzahlen, sondern auch an den teils großen Durchmessern der eingesetzten Schnecken liegt. Eine neuere Definition setzt die Grenze daher in Abhängigkeit von der Schneckendrehzahl bei 400 min^{-1} [Rot10]. Extruder, die eines dieser Kriterien erfüllen, werden als High-Speed-Extruder oder als Schnellläufer bezeichnet.

Der High-Speed-Extruder hat einige wirtschaftliche wie auch prozesseitige Vorteile gegenüber Extrudern herkömmlicher Bauweise. Da ein High-Speed-Extruder aufgrund der höheren Schneckendrehzahlen vergleichbare Durchsätze erzielen kann wie ein Standardextruder größerer Baureihe, fallen vor allem die Investitionskosten geringer aus. Zudem können Getriebe geringerer Stufenanzahl verbaut oder gar ein Direktantrieb verwendet werden. Hierdurch verringert sich zum einen das Bauvolumen und zum anderen entfällt eine wartungs- und verschleißbehaftete Maschinenkomponente. Der Antriebsstrang kann effizienter ausgelegt werden, was sich positiv auf die Betriebskosten auswirkt.

Durch die kompakte Bauweise verkürzt sich die Verweilzeit der Schmelze im Extruder. Dies bringt häufig eine Verbesserung der Produkteigenschaften mit sich, da das Material über kürzere Zeit thermisch und mechanisch beansprucht wird. Des Weiteren erhöhen kurze Verweilzeiten die Flexibilität bei Material- und/oder Farbwechseln [Lim13].

In der Doppelschneckenextrusion sind High-Speed-Extruder bereits vielfach im Einsatz. In der Einschneckenextrusion werden schnelldrehende Schnecken allerdings bisher nur wenig genutzt [Joh04, Poh03, Rah08]. Denn so simpel und vielversprechend die Nutzung der High-Speed-Extrusion auch klingen mag, so komplex und herausfordernd ist ihre Anwendung. Verschiedenste verfahrenstechnische Problempunkte treten auf, von denen bislang nicht alle gänzlich gelöst werden konnten.

Schmelzequalität

Durch die hohen Förderraten sinkt die Verweilzeit des Kunststoffes im Extruder erheblich. Die Folge ist ein „spätes“ Aufschmelzen, das zu einer unvollständigen Plastifizierung einiger Materialien – wie z. B. Polypropylen (PP), das eine hohe Schmelzenthalpie besitzt – führen kann. Die herkömmlichen Schneckenlängen sind für die High-Speed-Extrusion schlicht zu kurz. Eine Verlängerung des Extruders ist bei konventioneller Bauweise unumgänglich, um sicherzustellen, dass kein Feststoff im Extrudat verbleibt [AG+06].

Eine vollständige Plastifizierung des Materials ist jedoch nicht mit einer zufriedenstellenden Schmelzehomogenität gleichzusetzen. Durch die Strömungsverhältnisse im Schneckengang kann es z. B. zu heterogener dissipativer Erwärmung oder ungleichmäßiger Verteilung von Additiven und Füllstoffen kommen. Ergänzend wäre daher die Verwendung dynamischer Mischteile ratsam. Deren Einsatz ist bei hohen Schneckendrehzahlen jedoch kritisch, da Mischer immer als Wärmeerzeuger und i. d. R. auch als Druckverbraucher zu betrachten sind. In der High-Speed-Extrusion wird daher bislang auf Scher- und Mischteile verzichtet. Die Homogenisierung erfolgt rein aufgrund der hohen Umfangsgeschwindigkeiten und Schubspannungen durch die schnell rotierende Schnecke. Die benötigte Mischwirkung wird so aber nur für Schneckendurchmesser ab 60 mm und entsprechend hoher Drehzahl erzielt. Für kleinere Durchmesser lässt sich eine zufriedenstellende Schmelzequalität so nicht mehr erreichen. Für High-Speed-Extruder dieser geringen Baugröße sind daher Mischelemente, die an den High-Speed-Betrieb angepasst sind (siehe Abschnitt 5.5.2), zwingend erforderlich. Nach aktuellem Stand der Technik sind solche Scher- und Mischteile aber bislang nicht verfügbar [Gor11].

Spezifischer Durchsatz

Eine Erhöhung der Schneckendrehzahl führt zu einer nicht linearen Durchsatzsteigerung. Der spezifische Durchsatz kann ab einer Grenzdrehzahl nicht mehr aufrecht gehalten werden und nimmt mit zunehmender Schneckendrehzahl immer weiter ab. Es kommt zu einer verstärkten Erwärmung des Kunststoffes und die maximal zulässigen Verarbeitungstemperaturen werden schnell erreicht. Die Drehzahl der Schnecke darf nicht weiter gesteigert werden, obwohl dies mechanisch durchaus möglich wäre.

Die Problematik des abnehmenden spezifischen Durchsatzes wird vielfach in der Literatur behandelt, u. a. [Gor11, Gro11, Imh04, Poh03, Rah08, SL+12]. Einflüsse auf das Einriesel- und Einzugsverhalten wurden analysiert und beschrieben. Dabei wurde festgestellt, dass das Einrieseln des Granulats nicht nur von den Materialeigenschaften, der Trichteröffnung und der Kanal- und Schnecken geometrie, sondern auch von der Schneckendrehzahl beeinflusst wird. Durch eine Drehzahlerhöhung hat das Material weniger Zeit, um aus dem Trichter in den Schneckengang zu fallen, da der Schneckensteg umso häufiger unter der Einfüllöffnung

vorbeiläuft, dabei das Granulat auflockert und den Materialfluss behindert, je schneller die Schnecke rotiert. Dies führt zu einer Teilfüllung des Schneckengangs. Dieser Effekt ist nicht gänzlich zu vermeiden, sodass insbesondere für die High-Speed-Extrusion großer Wert auf eine optimierte Einzugsgestaltung gelegt werden muss, um das ohnehin beeinträchtigte Einrieseln des Granulats nicht zusätzlich zu behindern [CB15, LS14a, LS15a, LS15b].

Für die Plastifizierschnecke bedeutet dies eine grundsätzlich tief geschnittene Einzugszone, um ein möglichst großes Volumen für das Rohmaterial zu bieten und den Grunddurchsatz hoch anzusetzen. Die Zylindereinfüllöffnung ist ausreichend lang auszulegen. Mit einer innenliegenden Fase an der Vorderkante und einer Erweiterung des Innendurchmessers des Zylinders im Bereich der Einfüllöffnung (Tasche) lassen sich weitere Verbesserungen im Einzugs- und Förderverhalten feststellen [Mic05, Poh03, Rah08, SL+12]. Mithilfe solcher Anpassungen lässt sich das Problem des sinkenden spezifischen Durchsatzes insbesondere bei großen Schneckendurchmessern akzeptabel handhaben. Je geringer der Durchmesser hingegen ist, desto schwieriger erweist sich die Umsetzung der o. g. Maßnahmen stabilitäts- und geometriebedingt.

Materialbeanspruchung

Kunststoffe erfahren während ihrer Verarbeitung stets eine hohe Belastung. So unterliegen sie im Extruder etwa einer durch die Schneckenrotation hervorgerufenen Überlagerung aus Druck- und Schleppströmung, die zu einer mechanischen Dehn- und Scherbelastung des Materials führen. Durch die dabei auftretende Reibung entsteht Dissipationswärme, durch die das Material erhitzt und somit auch thermisch belastet wird.

Mit zunehmender Schneckendrehzahl steigen die Belastungen massiv an. Werden dabei die materialspezifischen Beanspruchungsgrenzen überschritten, so setzen Abbaumechanismen ein, die sich maßgeblich auf die Molekularstruktur eines Polymers auswirken und daher auch die makroskopischen Eigenschaften des Materials beeinflussen [Poh03, PP06].

Für die High-Speed-Extrusion ist entscheidend, dass der molekulare Abbau mit steigender Schneckendrehzahl nicht zu stark zunimmt. Diverse Untersuchungen, wie z. B. [CD+07, CRO07, EP13, HX03, LS12, LS+12, LS14b, LS14c, LSH13, TJ12] behandeln dieses Thema ausführlich. Aus diesen Arbeiten gehen insbesondere drei für die Extrusion relevante Ursachen für Degradation hervor. Neben der Stärke der Scherbelastung spielen demnach im Wesentlichen die Temperatur sowie die Belastungsdauer eine Rolle. Es konnte für verschiedene Materialien ein schergeschwindigkeitsabhängiger Kettenabbau nachgewiesen werden, dessen Ausmaß aber insbesondere von der Belastungsdauer und -häufigkeit beeinflusst wird. So zeigen Littek et al. in [LS+12] am Beispiel von PP, dass ein kurzzeitiges Wirken hoher Schergeschwindigkeiten schwache Auswirkungen auf die Molekülstruktur des Materials hat, aber bereits geringe Schergeschwindigkeiten bei langzeitiger Einwirkung eine

Schädigung des Materials herbeiführen können. Auch Capone et al. belegen in [CD+07], dass durch eine Steigerung der Schneckendrehzahl eine mögliche Kettentrennung sogar gemildert werden kann, obwohl die Schergeschwindigkeit zunimmt. Begründet wird dies u. a. durch die gleichzeitig sinkende Verweilzeit des Materials im Extruder.

Der Einsatz schnell drehender Schnecken in Extrudern hat nach den bisherigen Erkenntnissen keinen bzw. nur geringen negativen Einfluss auf den mechanisch bedingten Kettenabbau. Als wesentlich bedeutender ist der Einfluss der Materialtemperatur zu bewerten [PP06]. Daher ist, sofern die Temperatur der Schmelze die zulässigen Grenzen nicht überschreitet, eine Schädigung des Materials nicht zu befürchten. Nach [Gor11] bestätigen bisherige praktische Erfahrungen diese Einschätzung.

Trotz der zuvor genannten verfahrenstechnischen Probleme ist es verschiedenen namhaften Maschinen- und Anlagenherstellern gelungen, auch im Einschnackensektor High-Speed-Extruder in kommerziellen Anwendungen zu platzieren. Hörmann liefert hierzu eine Übersicht in [Hoe14]. Moderne, auf dem Markt angebotene High-Speed-Systeme besitzen meist einen Schneckendurchmesser von 60 mm bis 75 mm, in einigen Fällen sogar 90 mm bis 120 mm. Ihre Verfahrenslängen liegen zwischen 30 D und 40 D . Verarbeitet werden zumeist Standardpolymere wie Polyethylen (PE), Polypropylen (PP) und Polystyrol (PS), wobei je nach Material Schneckendrehzahlen von bis zu 1.500 min^{-1} und Ausstoßleistungen von bis zu 2.500 kg/h erreicht werden.

Unterhalb dieser Abmessungen stoßen die derzeitigen Entwicklungsansätze an ihre Grenzen, da aus den zuvor erläuterten Gründen keine ausreichende Kontrolle über die Schmelzetemperaturen und die Extrudatqualität gewährleistet werden kann. Größere Bauweisen hingegen werden kaum nachgefragt, da die bereits realisierbaren Durchsätze meist ausreichend sind und eine weitere Steigerung durch weiterverarbeitende Folgeeinheiten ohnehin begrenzt wird [Gor11, Gro11, Hoe14, Schu08].

Nach [Gor11, Gro11] besitzt der überwiegende Anteil der derzeit in der Thermoplastverarbeitung genutzten Einschnackensextruder einen Schneckendurchmesser von lediglich bis zu 75 mm. Der Schwerpunkt in der Entwicklung von High-Speed-Extrudern ist daher vor allem auf Maschinen mit kleinen Schneckendurchmessern zu legen, um diese stark verbreiteten Extruder durch effizientere High-Speed-Extruder zu ersetzen.

2.3 Alternative Extruderkonzepte

Wie im vorherigen Abschnitt 2.2 ausführlich erläutert, liegt im Austausch konventioneller Extruder mit langsam drehenden Schnecken durch schnelldrehende High-Speed-Extruder großes Potential zur Steigerung der Effizienz und Wirtschaftlichkeit von Kunststoff verarbeitenden Extrusionsprozessen. Für Maschinen mit großen Schneckendurchmessern

und sehr hohen Ausstoßleistungen lässt sich dies bereits für die Verarbeitung diverser Materialien umsetzen, wobei sich die verwendeten High-Speed-Extruder in ihrem Aufbau prinzipiell nicht von klassischen Extrudern unterscheiden. Kleine Maschinen jedoch, die am stärksten im industriellen Betrieb vertreten sind, können aus verfahrenstechnischen sowie maschinenbaulichen Gründen bisher nicht ersetzt werden. Daher wird vielfach versucht mithilfe innovativer/alternativer Konzepte die Leistungsfähigkeit von Extrudern auch für kleine Schneckendurchmesser zu steigern. Dabei entstanden in den vergangenen Jahrzehnten viele Konzeptvorschläge, von denen jedoch nur sehr wenige heute noch von Interesse sind. Ein wesentlicher Grund hierfür dürfte sicherlich darin liegen, dass die angesprochenen Extruderkonzepte meist stark vom klassischen Aufbau eines Extruders abweichen und eine deutlich höhere Komplexität aufweisen. Somit sind auch in ihren Prozessverhalten deutliche Unterschiede zur bekannten Extrusion zu erkennen. Zudem wurden häufig rein theoretische Entwürfe und Überlegungen zur Prozessoptimierung erarbeitet. Die Akzeptanz in der Industrie für solche Konzepte ist als sehr gering einzuschätzen. Daher werden sie im Folgenden nicht weiter berücksichtigt. Eine Übersicht kann aber [Gro11, Kac04] entnommen werden.

2.3.1 Extruder mit konventionellem Aufbau

Nachfolgend wird eine Auswahl aktueller Extruderkonzepte, die den Sonderbauformen zugeordnet werden können, aber dennoch einen weitgehend konventionellen Aufbau beibehalten, vorgestellt. Diese Konzepte zeichnen sich durch eine nur geringfügige Modifikation der Schnecken- und/oder Zylindergeometrie aus, die aber nach Aussagen ihrer Entwickler beachtliche Vorteile gegenüber Standard-Extrudern bewirken sollen. Einige dieser Konzepte werden bereits in High-Speed-Anwendungen verwendet, andere sollen künftig im High-Speed-Einsatz betrieben werden.

Extruder mit disperser Plastifizierung

Die esde Maschinentechnik GmbH, Bad Oeynhausen, bietet ein Extruderkonzept an, das eine disperse Plastifizierung verwendet. Diese zeichnet sich durch ein gezieltes Aufbrechen des Feststoffbettes in möglichst viele kleine, fein dispergierte Partikel aus, die vollständig von Schmelze umspült werden. Hierdurch wird die Oberfläche des Feststoffs – verglichen mit einem kompaktierten Feststoffbett – stark vergrößert. Der Wärmeübergang von der durch Dissipation erhitzten Schmelze in den Feststoff wird durch dessen Oberflächenvergrößerung verbessert und somit eine Steigerung der Plastifizierleistung erzielt. Die Feststoffpartikel schmelzen aufgrund von Wärmeleitung auf und entziehen der umgebenden Schmelze die hierzu notwendige Energie. Zudem werden durch die gleichmäßige Verteilung des Feststoffes im Schneckenkanal lokal hohe Schergeschwindigkeiten, wie sie normalerweise z. B.

im Schmelzefilm vorliegen, vermieden. Hierdurch wird eine homogenere und niedrigere Schmelztemperatur begünstigt [Hoe14]. Ein schematischer Vergleich des klassischen kompaktierten Aufschmelzens (a) und des dispersen Aufschmelzens (b) kann Abbildung 2.3 entnommen werden.

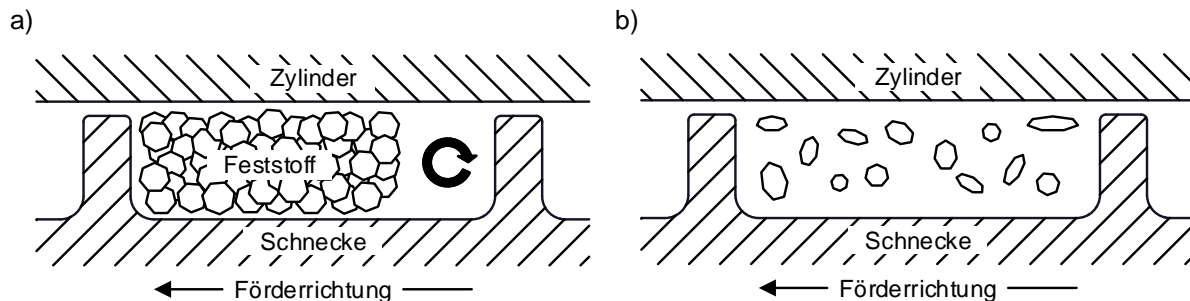


Abbildung 2.3: Kompaktiertes Aufschmelzen (a) und disperses Aufschmelzen (b) im Vergleich

Aufgrund ihrer theoretischen Vorteile gegenüber dem konventionellen Aufschmelzen bzgl. Plastifizierleistung, Schmelztemperamentwicklung und Schmelzehomogenität scheint die disperse Plastifizierung sehr gut für die High-Speed-Extrusion geeignet zu sein. Dies wird von Hörmann in [Hoe14] detailliert untersucht. Hierzu werden beide Plastifizieretechniken auf einem Extruder der esde Maschinentechnik GmbH mit Direktantrieb, einem Schnecken-durchmesser von 30 mm und einem L/D-Verhältnis von 33 verglichen. Für den konventionellen Betrieb wird eine 3-Zonen-Schnecke mit einem sich anschließenden Scherteil genutzt. Das disperse Aufschmelzen wird auf einer nahezu baugleichen Schnecke getestet. Einziger Unterschied ist ein Zahnscheibenmischteil innerhalb der Kompressionszone, das zum Aufbrechen des Feststoffbetts dient. Verarbeitet werden ein lineares Polyethylen niedriger Dichte (PE-LLD) sowie ein Polypropylen-Random Copolymerisat (PP-R) bei Drehzahlen von bis zu 2.100 min^{-1} .

Die Untersuchungen von Hörmann zeigen für das PP-R bzgl. der erzielten Durchsätze keinerlei Unterschied zwischen den beiden Plastifizieretechniken. Mit beiden Schnecken wird ein maximaler Durchsatz von ca. 200 kg/h erreicht. Die Schmelztemperatur übersteigt die vorgesehene Verarbeitungstemperatur von $220 - 230^\circ\text{C}$ bereits bei niedrigen Drehzahlen und steigt im Laufe der Experimente auf über 300°C an. Dabei lässt sich für das disperse Schmelzen ein um etwa 10°C geringerer Temperaturanstieg beobachten. Trotz der sehr hohen Schmelztemperaturen stellt Hörmann weiterhin fest, dass lediglich bis zu einer Schneckendrehzahl von rund 800 min^{-1} ein Ausstoß von Feststoffpartikeln im Extrudat ausgeschlossen werden kann. Bei Verwendung der konventionellen Schnecken-geometrie wird bei dieser Drehzahl aber bereits unplastifiziertes Material ausgestoßen.

Die Verarbeitung des PE-LLD zeigt leichte Vorteile bei der Verwendung des dispersen Aufschmelzens bzgl. des Durchsatzes. Dieser kann insbesondere für hohe Drehzahlen

geringfügig gesteigert werden. Die Schmelzetemperaturen verbleiben über dem gesamten getesteten Drehzahlbereich auf einem moderaten Niveau, das allerdings stets unter dem für das verwendete Material geforderten, hohen Verarbeitungstemperaturbereich von ca. 300 °C liegt. Zudem kann eine zufriedenstellende Schmelzequalität nur bis zu einer Drehzahl von 400 min⁻¹ gewährleistet werden.

Es bleibt somit festzuhalten, dass die o. g. Vorteile des dispersen Schmelzens je nach Verarbeitungsmaterial – wenn auch nicht sonderlich stark ausgeprägt – erkennbar sind. Die Plastifizierleistung fällt aber zu gering aus, sodass bedingt durch kurze Verweilzeiten schon bei mittleren Schneckendrehzahlen unaufgeschmolzenes Material im Extrudat verbleibt. Dies könnte durch eine Verlängerung des Extruders kompensiert werden, was sich aber wiederum negativ auf die Schmelzetemperaturentwicklung auswirkt. Diese stellt auch für Extruder, die mit disperser Plastifizierung arbeiten, eine noch zu lösende Problemstellung dar, wie das Beispiel der PP-R-Verarbeitung verdeutlicht.

HELIBAR-Extruder

Der HELIBAR-Einschneckenextruder wurde Anfang der 2000er Jahre von Grünschloß mit dem Ziel entwickelt, die Leistungsfähigkeit eines Nutbuchsenextruders mit Barrierschnecke weiter zu steigern. Hierzu wird ein spezieller einteiliger Plastifizierzylinder eingesetzt, der nicht nur im Einzugsbereich über Nuten verfügt, wie es vom klassischen Nutbuchsenextruder bereits bekannt ist, sondern auch im Bereich der Plastifizierzone. Diese können als Axial- oder Wendelnuten ausgeführt sein. Gegenüber vergleichbaren Extrudern mit glattem Plastifizierzylinder ergeben sich einige Verfahrensverbesserungen, vor allem bzgl. des spez. Durchsatzes, der Förderkonstanz, eines gleichmäßigeren Druckaufbaus sowie den aufkommenden Massetemperaturen [Grü02, Grü03, Grü06, Grü07].

Die Nuten im HELIBAR-Zylinder werden zunächst mit Feststoff gefüllt und unterstützen nach dem Spindel-Mutter-Prinzip den Feststofftransport. Die Feststoff-Förderraten werden stark gesteigert und das Druckaufbauvermögen in der Einzugszone erhöht sich gegenüber einem Glattrohretruder, wobei es aber geringer als bei herkömmlichen Nutbuchsenextrudern ausfällt. Dadurch ist die Einzugszone zum einen weniger stark verschleißbelastet, zum anderen ist auch die Wärmeentwicklung geringer. Auf eine Wasserkühlung des Einzugs kann daher meist verzichtet werden [Chu11].

In der Plastifizierzone werden die Nuten fortgesetzt. Dort nehmen sie das allmählich aufschmelzende Material auf und fungieren als Förderkanal, um die Abfuhr der im Feststoffkanal entstehenden Schmelze in den Schmelzekanal der Barrierschnecke zu unterstützen. Die Dicke des Schmelzefilms zwischen Feststoffbett und Zylinder wird hierdurch niedrig gehalten, was die Plastifizierleistung begünstigt. Des Weiteren erlauben die Nuten auch ein Übertreten vereinzelter Feststoffpartikel in den Schmelzekanal. Dort

schmelzen sie dispers auf (Abbildung 2.4), wobei sie der umgebenden Schmelze Energie entziehen und so zu einer Absenkung der Schmelzetemperaturen beitragen.

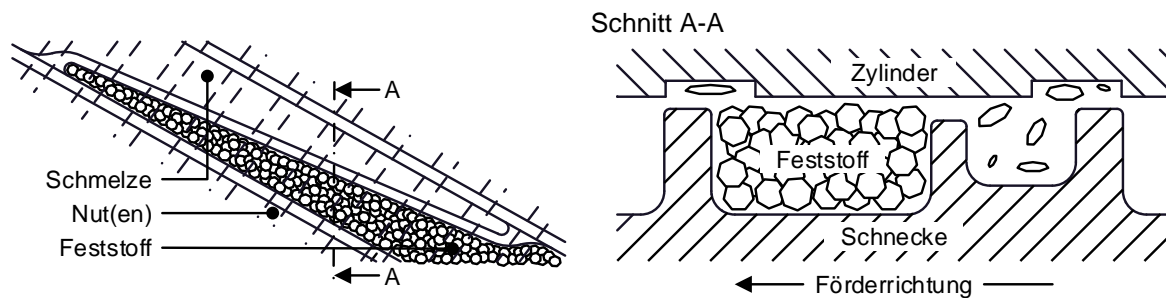


Abbildung 2.4: Schematische Darstellung des HELIBAR-Extruders

Ursprünglich wurden HELIBAR-Extruder stets mit moderaten Schneckendrehzahlen betrieben. In aktuellen Forschungsprojekten des Instituts für Kunststofftechnik (IKT) der Universität Stuttgart wird nun jedoch daran gearbeitet, den HELIBAR-Extruder auch für High-Speed-Anwendungen nutzbar zu machen [AB15, AG+15, KB15a, KB15b]. Erste Versuche mit einem 35 mm HELIBAR-Extruder mit einer Länge von 34 D haben gezeigt, dass sich bereits beachtliche Durchsätze mit Standardkunststoffen, wie Polyethylenen hoher und niedriger Dichte (PE-HD, PE-LD) und Polypropylen (PP), erzielen lassen. Allerdings treten auch bei diesem Extruderkonzept, abhängig vom verarbeiteten Material, die bei Schnellläufern üblichen Probleme bezüglich eines fallenden spez. Durchsatzes, einer erschwerten Temperaturführung sowie einer mangelhaften Extrudatqualität auf. Insbesondere die Schmelzehomogenität ist trotz des Einsatzes von Scher- und Mischelementen derzeit noch unzureichend. Dies wird vornehmlich auf die sehr geringen Verweilzeiten zurückgeführt [KB15a, KB15b]. Weiterentwicklungen bzgl. der verfügbaren Mischelemente sind daher vorzunehmen [EEB15, EGB12].

Melt Bleeder Extruder mit Barr 2000 Schnecke

Ein aus den USA stammendes System wurde von Barr entwickelt und trägt die Bezeichnung Melt Bleeder Extruder [Bar99]. Der Melt Bleeder Extruder nutzt eine strikte Trennung von Feststoff und Schmelze, um die Plastifizierleistung zu steigern. Hierzu wird eine spezielle Schneckenengeometrie, die sogenannte Barr 2000 Schnecke (Abbildung 2.5), verwendet. Diese Schnecke besitzt in der Plastifizierzone eine unendliche Gangsteigung, d. h. ihre Stege verlaufen parallel zur Schneckenachse. Vor der aktiven Flanke sind Schlitze im Schneckenrund eingebracht, die eine Verbindung zu einer zentralen Bohrung im Schneckenkern herstellen. Das Material im Schneckenang wird durch Dissipation und den Kontakt zum beheizten Zylinder aufgeschmolzen und sammelt sich an der aktiven Flanke, von wo aus es durch die Schlitze in das Innere der Schnecke abgeführt wird. Dort wird die

Schmelze als reine Druckströmung zur Schneckenspitze befördert und verlässt den Extruder. Da die Barr 2000 Schnecke im Bereich unendlicher Gangsteigung keinerlei Pumpwirkung erzeugen kann, wird sie in einem Nutbuchsenextruder eingesetzt, so dass der notwendige Druck bereits vor der Plastifizierungszone aufgebaut wird.

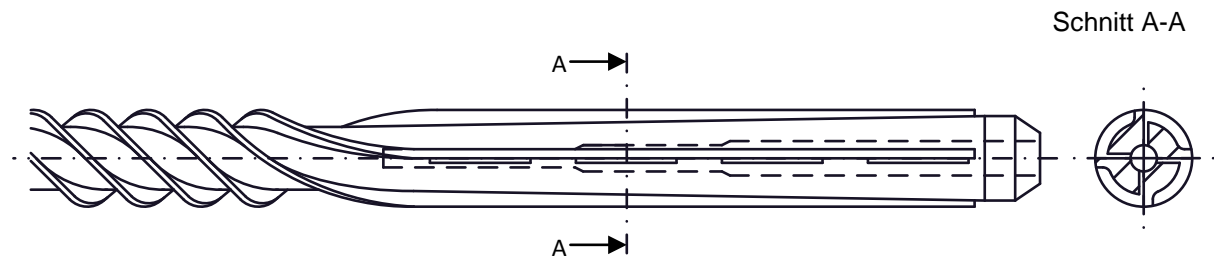


Abbildung 2.5: Barr 2000 Schnecke mit unendlicher Gangsteigung

Durch die Abfuhr der Schmelze in den in der Schnecke liegenden Schmelzekanal bleibt der Schneckengang stets vollständig mit Feststoff gefüllt und die Kontaktfläche zwischen unaufgeschmolzenem Material und dem Extruderzylinder bleibt stets maximal. Hierdurch wird die Plastifizierungsleistung erhöht. Nach Patentangaben sind Steigerungen um den Faktor 3 gegenüber Schnecken herkömmlicher Geometrie und identischer Baugröße erreichbar. Der Extruder ermöglicht daher eine hohe Effizienzsteigerung bei nur geringem Modifikationsaufwand. Lediglich die recht aufwendig zu gestaltende Schnecke unterscheidet sich von gängigen Systemen. Nachteilig anzumerken ist allerdings, dass durch die Schmelzeabfuhr ins Innere des Extruders eine Einflussnahme von außen auf die Schmelzetemperatur nicht mehr möglich ist, was einem Verlust an Prozesskontrolle gleichkommt. Zudem wird bedingt durch die hohl ausgeführte Schnecke ein größerer Schneckendurchmesser aus Gründen der Festigkeit und Steifigkeit erforderlich. Barr schlägt diesbezüglich eine alternative Schmelzeabfuhr vor. Hierzu soll die Plastifizierschnecke von einer in Schmelze gelagerten Lochhülse umgeben werden, sodass ein außen liegender Schmelzekanal zwischen der Hülse und dem Zylinder entsteht. Im Gegensatz zur Barr 2000 Schnecke wurde dieses System nach eigenen Recherchen aber weder umgesetzt noch patentiert.

2.3.2 S-Truder-Maschinen

Am Institut für Produkt Engineering wird ein Extruderkonzept mit alternativer Plastifizierung entwickelt, dessen Hauptziel die Verkürzung der Verfahrenslänge bei gleichbleibendem oder gar gesteigertem Massedurchsatz durch eine verbesserte Plastifizierungsleistung und gesteigerte Schneckendrehzahlen bis in den High-Speed-Bereich ist [Kac04]. Da eine Erhöhung der Plastifizierungsleistung vor allem durch Vergrößerung der Kontaktfläche zwischen Feststoffbett und Zylinder erreicht werden kann [Gro11], wird zur Realisierung dieser Ziele eine räumliche Trennung von Feststoff und Schmelze genutzt (vergl. Barrierschnecke). In Anlehnung an

die von Barr in [Bar99] erwähnte, schwimmend gelagerte Lochhülse wird hierzu innerhalb der Plastifizierungszone eine die Schnecke umschließende Plastifizierhülse mit mehreren hundert radial orientierten Bohrungen eingesetzt. Diese wird über eine Flanschverbindung in ihrer Lage fixiert und bildet gemeinsam mit dem Zylinder einen außen liegenden Ringspalt.

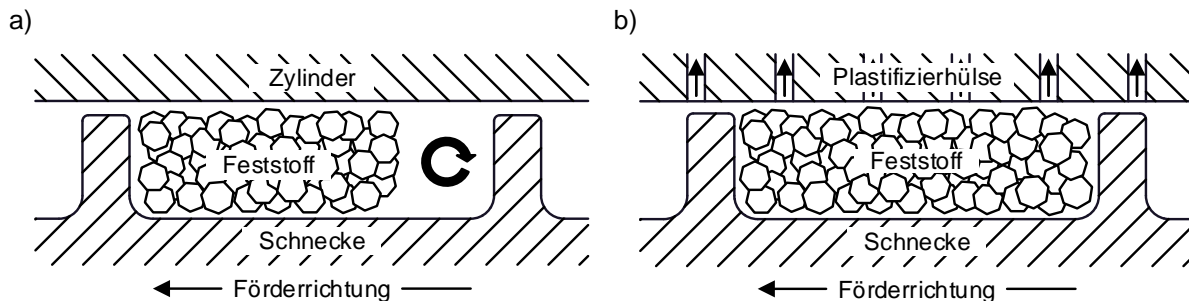


Abbildung 2.6: Aufschnmelzmodelle des konventionellen Extruders (a) und des S-Truders (b)

Das Kunststoffgranulat wird durch die Rotation der Schnecke gefördert, beginnt an der Innenfläche der Plastifizierhülse aufzuschmelzen und bildet einen dünnen Schmelzefilm. Die Schmelze tritt durch die feinen Bohrungen in den äußeren Ringspalt aus und wird dort in Form einer materialschonenden Druckströmung weitergefördert. Bereits aufgeschmolzenes Material wird somit keiner weiteren unnötigen Scherbelastung durch die Schneckenrotation ausgesetzt. Das unaufgeschmolzene Granulat im Schneckengang wird durch die Hülse sowie eine Barriere auf der Schnecke zurückgehalten und kann die Plastifizierhülse nicht verlassen. Aufgrund der Schmelzeabfuhr wächst der Schmelzeanteil im Schneckengang nur geringfügig an und die Dicke des Schmelzefilms nimmt nur unwesentlich zu. Die Bildung eines Schmelzepools wird weitgehend unterdrückt (Abbildung 2.6).

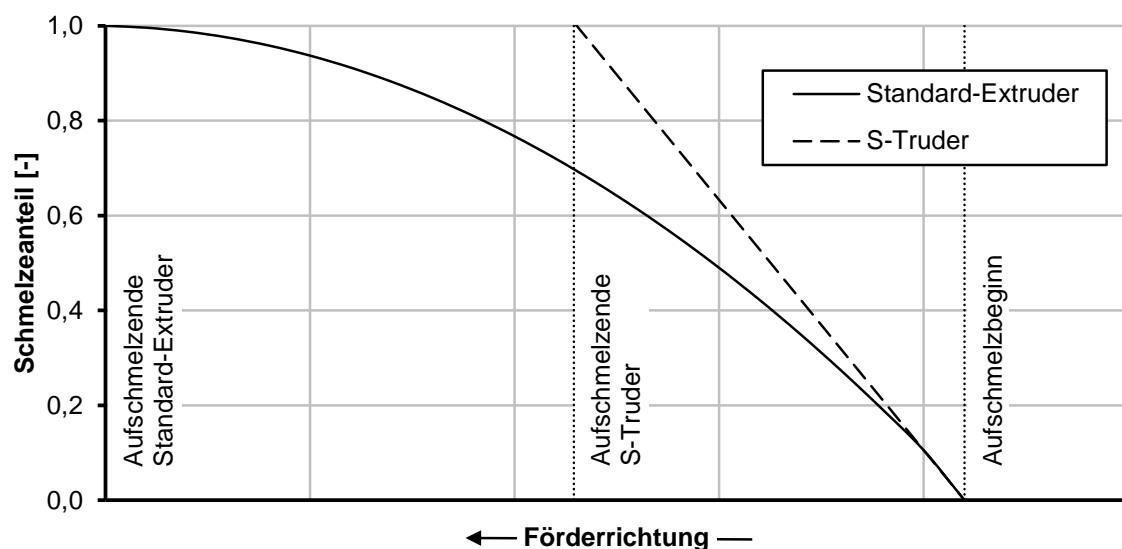


Abbildung 2.7: Qualitativer Vergleich des Aufschmelzverlaufs eines Standard-Extruders und eines S-Truders nach [Kac04]

Die komplette Innenfläche der Plastifizierhülse verbleibt stets in Kontakt zum Feststoffbett. Hieraus folgt, dass die Plastifizierleistung des Systems auf einem konstant hohen Niveau verbleibt. Bei herkömmlichen Extrudern nimmt die Plastifizierleistung hingegen kontinuierlich ab, da das Feststoffbett in seiner Breite stetig abnimmt. Abbildung 2.7 vergleicht nach [Kac04] qualitativ die Aufschmelzverläufe eines Standard-Extruders und eines S-Truders. Gut erkennbar ist, dass die Plastifizierung beim S-Truder aufgrund der konstanten Plastifizierrate auf einem kürzeren Schneckenabschnitt abgeschlossen wird. Hierdurch kann die Verfahrenslänge des Extruders verkürzt werden. Verluste aufgrund von Wärmestrahlung und Konvektion werden entsprechend reduziert. Zudem ergeben sich durch den dünn gehaltenen Schmelzefilm steigende Schergeschwindigkeiten und daher deutlich höhere Dissipationsleistungen. Dies verbessert die Plastifizierleistung zusätzlich [Gro11].

Somit ergeben sich folgende theoretische Vorteile des S-Truder-Konzepts:

- Durch die verbesserte Plastifizierleistung verkürzt sich das Gesamtsystem.
- Wärmeverluste werden durch die kurze Bauweise reduziert.
- Die Materialbelastung wird durch die kürzere Schneckenlänge und die schonendere Förderung im Ringspalt reduziert (weniger Dissipation im plastifizierten Material).
- Die Vermeidung unnötiger Dissipation gibt die Möglichkeit zur Drehzahlerhöhung ohne die zulässigen Schmelzetemperaturen zu überschreiten.
- Das Konzept zeichnet sich durch eine einfache Gestaltung aus.

Auf Grundlage dieser theoretischen Überlegungen entwarf Kaczmarek einen ersten Prototyp. Dieser verwendet eine 50 mm Schnecke. Über eine genutete Einzugszone wird der S-Truder mit Material befüllt. In einer Zwischenzone zwischen Einzug und Plastifizierhülse wird das Material angewärmt und erste Schmelze gebildet. Der Kunststoff schmilzt innerhalb der Plastifizierhülse weiter auf und wird über den Ringspalt in den sich anschließenden Mischbereich gefördert. Hier wird das Material homogenisiert, wobei wahlweise ein statischer oder aber ein dynamischer Mischer verwendet werden können.

In praktischen Versuchen mit verschiedenen Materialien (u. a. PS, PE-LD, PP) zeigte sich, dass der spezifische Durchsatz i. d. R. nicht aufrechterhalten werden kann. Die Folge ist ein teils starker Anstieg der Masstemperatur, wodurch die Erhöhung der Schneckendrehzahl begrenzt wird. Dennoch können materialabhängig Drehzahlen von bis zu 700 min^{-1} und somit der High-Speed-Bereich erreicht werden. Dies gilt allerdings nur bei Verwendung des statischen Mixers. Der dynamische Mischer trägt erheblich zur Materialerwärmung bei, sodass die erreichten Drehzahlen und Durchsätze deutlich niedriger ausfallen.

Großmann kombiniert in [Gro11] das S-Truder-Prinzip mit einem von Kaczmarek und Rahal in [Kac04, Rah08] entwickelten Zwei-Schnecken-Einzug unter dem Namen KoAx-S-Truder. Dieser besitzt eine separat angetriebene, koaxial zur Plastifizierschnecke liegende Hohl-schnecke im Einzugsbereich. Für den Antrieb der beiden Schnecken kommt ein spezielles, patentiertes Vier-Motoren-Konzept der Firma Knödler zum Einsatz. Durch die unabhängig voneinander einstellbaren Drehzahlen der Einzugs- und der Plastifizierschnecke können abnehmende spez. Massedurchsätze zum Teil kompensiert und einer raschen Material-überhitzung entgegengewirkt werden. Der Aufbau des S-Truders sowie die Prozessführung mit zwei aufeinander abzustimmenden Schneckendrehzahlen nehmen allerdings in ihrer Komplexität merklich zu. Des Weiteren ergaben Untersuchungen bzgl. der erzeugten Schmelzehomogenität, dass ein statisches Mischelement für die erreichbaren Durchsätze nicht ausreichend ist. Nur mit einem dynamischen Mischer kann eine akzeptable Extrudat-qualität gewährleistet werden. Dies wird aber durch einen Temperaturanstieg erkauft, der im Vergleich zum statischen Mischer für hohe Schneckendrehzahlen leicht $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ und mehr betragen kann.

Der High-Speed-S-Truder (HSST) wurde ebenfalls von Großmann in [Gro11] entwickelt. Er wird bei deutlich höheren Drehzahlen betrieben als die Vorgängervarianten und ermöglicht somit den Einsatz eines elektrischen Direktantriebes. Dabei handelt es sich um einen wassergekühlten 75 kW -Synchronmotor aus dem Hause Oswald, Miltenberg, vom Typ MF16.3WI mit einer Nenndrehzahl von 1750 min^{-1} bei einem Nenndrehmoment von 409 Nm . Der Motor treibt eine 35 mm Plastifizierschnecke mit einer Länge von $20\text{ }D$ an. Die Schnecke nimmt das Material auf und fördert es durch eine wahlweise glatt oder genutet ausgeführte Einzugszone in die Plastifizierhülse. Diese ist nach dem Vorbild von Kaczmarek ausgelegt. Die am Schneckenschaft eingebrachte mechanische Leistung wird nahezu ausschließlich dissipativ in Wärme umgewandelt. Ein geringer Anteil ist für den Druckaufbau notwendig. Über insgesamt 552 Bohrungen wird die in der Plastifizierhülse entstehende Schmelze in den Ringspalt abgeführt. Der Feststoff verbleibt im Schneckengang und wird durch ein Barriereelement auf der Schnecke aufgestaut.

Die bislang unzureichende Homogenisierleistung von S-Trudern mit statischen Mixern soll mittels eines neuartigen Mischelements behoben werden. Eine als Siebkorbmischer bezeichnete Mischhülse schließt sich unmittelbar an die Plastifizierhülse an (Abbildung 2.8). Der Siebkorbmischer besitzt 792 gleichmäßig über der Oberfläche verteilte Bohrungen mit einem Durchmesser von $1,5\text{ mm}$. Durch diese Bohrungen gelangt die Schmelze aus dem äußeren Ringspalt zurück in den Schneckengang der Plastifizierschnecke, wobei der Schmelzestrom der Bohrungsanzahl entsprechend in hunderte Teilströmungen aufgespalten und somit stark distributiv durchmischt wird. Die Gangtiefe der Schnecke ist innerhalb der Mischzone bewusst tief ausgelegt, um eine starke Scherung des Materials zu vermeiden.

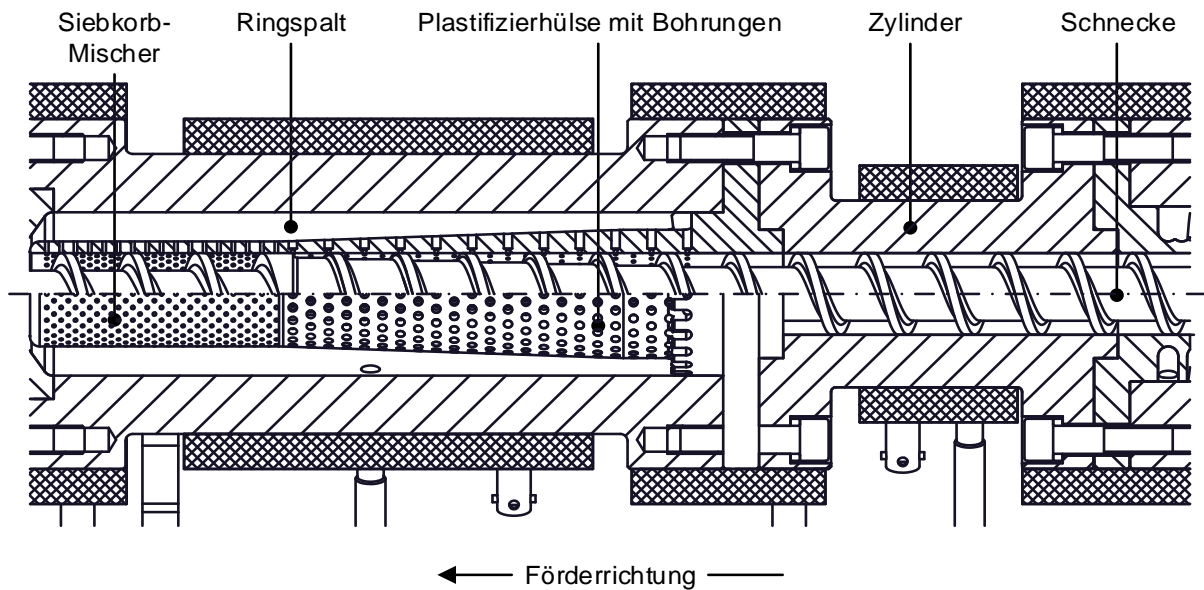


Abbildung 2.8: Plastifizier- und Mischzone des HS-S-Truder-Konzept mit statischer Plastifizierhülle nach [Gro11]

Großmann führte in [Gro11] umfangreiche Plastifizierungsversuche mit verschiedenen PE-Typen sowie einem PP-Homopolymer (PP-H) auf dem HSST durch. Seine Ergebnisse zeigen, dass insbesondere die Einzugsgeometrie (Glattrohr oder Nutbuchse) starken Einfluss auf den Verarbeitungsprozess nimmt. Entgegen der Erwartungen lassen sich mit dem Glattrohrsystem deutlich höhere Durchsätze und eine bessere Förderkonstanz erzielen, als mit der untersuchten genuteten Einzugszone. So zeigten beispielsweise Versuche mit dem PE-LD Lupolen 2420 D bei genutetem Einzug einen starken Abfall des spezifischen Durchsatzes mit steigender Schneckendrehzahl. Bei einer Drehzahl von 600 min^{-1} und einem Werkzeuggegendruck von 300 bar konnte so ein Durchsatz von rund 100 kg/h gemessen werden. Eine weitere Steigerung wurde durch die entstehende hohe Schmelztemperatur, die primär durch die Abnahme des spez. Durchsatzes verursacht wurde, jedoch begrenzt. Ein deutlicher Anstieg der fahrbaren Drehzahlen und der erzielbaren Durchsätze konnte aber durch eine Reduzierung des recht hohen Werkzeuggegendrucks bewirkt werden. Das System zeigte sich somit trotz genutetem Einzug als stark gegendruckabhängig. Für das PP-H HC 205 TF zeigte sich eine vergleichbare Verarbeitungscharakteristik.

Bei Verwendung einer nicht genuteten Einzugsgeometrie lag der spezifische Durchsatz für PE-LD auf einem geringeren Niveau als im vorherigen Vergleichsexperiment, verblieb aber weitgehend konstant. Dadurch stieg die Massetemperatur weniger drastisch an und eine Schneckendrehzahl von 2.000 min^{-1} wurde erreicht, bevor die Schmelze überhitzte. Eine derart hohe Drehzahl ermöglichte einen Durchsatz von ca. 360 kg/h . Das PE-LLD Dowlex NG 5056 G ließ sich mit bis zu 1.200 min^{-1} verarbeiten, der Durchsatz lag bei über 250 kg/h .

Die Verarbeitung des PE 100 Eltex TUB 121 N 2025 und eines PP-H HC 205 TF erwiesen sich bezüglich der gemessenen Durchsatzleistung als vielversprechend. Beide Materialien wurden mit Drehzahlen von bis zu 2.000 min^{-1} gefahren, wobei Durchsätze von max. 350 kg/h verarbeitet wurden. Es ist allerdings anzumerken, dass diese Materialien bei dem geringstmöglich einstellbaren Werkzeuggegendruck verarbeitet wurden. Großmann spricht diesbezüglich von einer simulierten Speisung einer Schmelzepumpe, wodurch die Aufgabe des Druckaufbaus dem HSST abgenommen wird [Gro11].

Neben der Durchsatzleistung des HSST untersuchte Großmann auch intensiv die Misch- und Homogenisierwirkung des Extruders. Hierzu wurden Plastifizierungsversuche mit eingefärbtem PE-LD durchgeführt. Das weiße Ausgangsmaterial wurde mit einem Farb-Batch vermengt und verarbeitet. Bei schrittweise steigender Schneckendrehzahl wurden Extrudatproben entnommen und Dünnschnitte angefertigt. Die Analyse der Schnittbilder zeigte, dass innerhalb einer sehr homogenen, eingefärbten Schmelzematrix mit zunehmender Schneckendrehzahl vermehrt weiße, ungefärbte Partikel auftreten. Hierbei handelt es sich um nicht aufgeschmolzene Granulatkörner, die aufgrund ihres nicht plastifizierten Zustandes keine Durchmischung mit dem Farb-Batch erfahren haben. Zusätzlich bestätigt wurde diese Beobachtung durch Thermografieaufnahmen, die während der laufenden Extrusion aufgenommen wurden. Diese zeigten die Feststoffpartikel als Bereiche niedriger Temperatur innerhalb einer stark erhitzten Schmelze.

Als mögliche Ursachen für das Auftreten dieser Partikel gibt Großmann ein Überströmen des Sperrsteges bzw. ein Durchströmen der Bohrungen der Plastifizierhülse durch erweichte und daher flexibel verformbare Granulatkörner an. Somit erfüllt auch das HSST-Konzept in seiner bisherigen Ausführung nicht die an einen Extruder gestellten Anforderungen eines hohen Durchsatzes bei gleichzeitiger Gewährleistung einer sehr guten Schmelzequalität und Homogenität.

3 Zielsetzung der Arbeit

Wie in den obigen Ausführungen detailliert erläutert, erweist sich die Entwicklung von Einschneckenextrudern mit schnelldrehenden Schnecken insbesondere für Schnecken-durchmesser kleiner $60 - 75 \text{ mm}$ aus unterschiedlichen verfahrensbedingten Ursachen als äußerst schwierig. Aber gerade diese Baugrößen sind für eine industrielle Nutzung von großem Interesse. So sind laut [Gor11] für eine Vielzahl von Anwendungen Durchsätze von ca. $200 - 400 \text{ kg/h}$ gefordert. Hierzu notwendige Standard-Extruder weisen meist eben diese $60 - 75 \text{ mm}$ Schneckendurchmesser auf. Um sie durch High-Speed-Extruder ersetzen zu können, werden folglich Systeme mit geringerem Durchmesser notwendig.

Der zuvor vorgestellte Stand der Forschung und Technik zeigt, dass bei der Entwicklung von High-Speed-Extrudern dieser Baugrößen vermehrt auf alternative Konzepte gesetzt wird. Verschiedene Extruder und Plastifizierkonzepte, die zum Teil bereits sehr hohe Durchsätze versprechen, sind bekannt. Aber bislang kann keines gleichzeitig auch über einen weiten Drehzahlbereich eine ausreichende Schmelzehomogenität gewährleisten.

Das Ziel dieser Arbeit ist daher die Entwicklung eines High-Speed-Extrusionskonzepts auf Basis von Feststoff-Schmelze-Trennung. Als Grundlage wird der HSST verwendet, der aus den Arbeiten von Großmann in [Gro11] hervorgegangen ist. Dieser stellt den Ausgangspunkt der eigenen Untersuchungen dar. Das Konzept und der Aufbau des HSST sowie der Ablauf der Plastifizierung unter Feststoff-Schmelze-Trennung mittels der in S-Trudern verwendeten Plastifizierhülse wurde bereits in Kapitel 2.3.2 detailliert vorgestellt. Die Vorteile durch die direkte Abfuhr der entstehenden Schmelze in den außen liegenden Ringspalt bzgl. einer materialschonenderen Verarbeitung, einer verbesserten Plastifizierung etc. wurden aufgezeigt. Das große Potenzial des HSST wurde zudem anhand vielversprechend verlaufener Plastifizierungsversuche von Großmann untermauert.

All diese Vorteile sind jedoch nur dann gegeben, wenn eine einwandfreie Separierung von Feststoff und Schmelze und eine weitgehende Unterdrückung der Schmelzewirbelbildung im Schneckengang gewährleistet werden können. Der in Kapitel 2.3.2 erläuterte Aufschmelz-verlauf beruht jedoch ausschließlich auf theoretischen Überlegungen von Kaczmarek [Kac04]. Der Nachweis für eine funktionierende Schmelzeabfuhr aber wurde bisher nicht erbracht. Die von Großmann festgestellte ungleichmäßige, tendenziell erst in den hinteren Segmenten der Plastifizierhülse ablaufende Schmelzeabfuhr widerspricht dieser Vorstellung ebenso, wie die geäußerten Bedenken über das Aufkommen von Rückströmungen im Ringspalt durch den über die Schneckenrotation hervorgerufenen Druckgradienten. Zudem konnte bereits eindeutig festgestellt werden, dass das produzierte Extrudat eine nicht ausreichende Homogenität aufweist und sogar Feststoffpartikel beinhaltet. Wesentliche an das System gestellte Vorgaben können somit bislang nicht erfüllt werden. Es muss daher zunächst die Funktionstüchtigkeit der Feststoff-Schmelze-Trennung nachgewiesen und die

bislang lediglich vermutete Unterdrückung einer Schmelzewirbelbildung bestätigt werden. Des Weiteren sind die Ursachen für die ungleichmäßige Schmelzeabfuhr über die Bohrungsreihen der Plastifizierhülse sowie für den Austritt von unplastifiziertem Material ausfindig zu machen. Daher sind Untersuchungen in Form von Schneckenzugversuchen und computergestützten Strömungssimulationen (Computational Fluid Dynamics, CFD) zur Aufschmelzcharakteristik des HSST durchzuführen. Insbesondere mittels der Strömungssimulationen werden sich wesentliche Erkenntnisse gewinnen lassen. Grundvoraussetzung hierzu ist jedoch die vorherige Erarbeitung einer Methodik, mittels derer Aufschmelzvorgänge simulativ abgebildet werden können. Dies kann nicht als Stand der Technik angesehen werden, sodass die Entwicklung entsprechender Modelle und Vorgehensweisen sowie deren Validierung durch den Abgleich mit experimentell bestimmten Aufschmelzbildern aus dem Schneckenzugversuch wesentliche Bestandteile dieser Arbeit sind.

Mittels des zu erarbeitenden Grundlagenwissens über den Aufschmelzvorgang im HSST unter Berücksichtigung der Schmelzeabfuhr können konstruktive Maßnahmen ergriffen werden, um die o. g. Problempunkte beheben zu können. Der Fokus wird hierzu auf eine überarbeitete Materialförderung im Ringspalt sowie die Unterbindung des beobachteten Ausstoßes von unaufgeschmolzenem Granulat im Extrudat gelegt. Eine Veränderung des Mischbereichs wird hierzu ebenfalls in Betracht gezogen, denn der Gewährleistung einer hohen Qualität und Mischgüte ist höchste Priorität zuzuordnen. Solange die Schmelze nicht ausreichend homogen ist, ist ein hoher Massedurchsatz von keinem Wert. Ein Wechsel vom statischen Siebkorbmischer auf einen dynamischen Mischer ist daher denkbar.

4 Untersuchungen am HSST mit statischer Plastifizierhülse

Nachfolgend werden die Untersuchungen am HSST nach Großmann beschrieben. Grundlegendes Wissen über die Prozesse im HSST wird im Experiment sowie mittels Computersimulationen erarbeitet. Die Ergebnisse dienen als Grundlage für die Optimierung des HSST.

4.1 Plastifizierungsversuche am HSST mit statischer Plastifizierhülse

Der High-Speed-S-Truder mit statischer Plastifizierhülse, dessen Aufbau in Kapitel 2.3.2 bereits detailliert erläutert wurde, wurde von Großmann in [Gro11] in umfangreichen Plastifizierungsversuchen getestet. Verschiedene Materialien wurden verarbeitet, wobei sich teils beachtliche Drehzahlen und Massedurchsätze erzielen ließen. Bei diesen Versuchen wurde kein Produkt extrudiert, sondern ein Drosselwerkzeug genutzt, um das Durchströmen eines formgebenden Werkzeugs nachzustellen. Bei diesem Werkzeug handelt es sich um ein Pinolenwerkzeug mit anschließendem Ringspalt, der in einem Kreiskanal mündet. Die Länge des Ringspaltabschnitts lässt sich kontinuierlich über einen einschraubbaren Dorn variiieren, wodurch der Gegendruck des Werkzeugs stufenlos verstellbar ist (Abbildung 4.1).

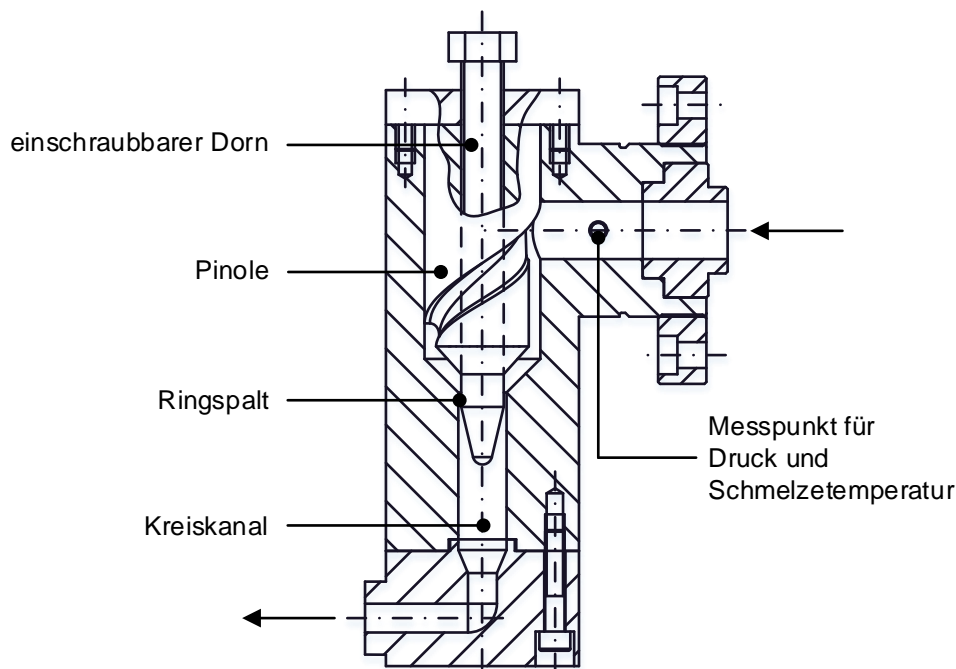


Abbildung 4.1: Aufbau des Drosselwerkzeugs mit Pinole und Dorn

Da das Drosselwerkzeug keine eindeutig definierten Drosselstellungen besitzt und die von Großmann genutzten, wechselnden Einstellungen somit nur indirekt über die gemessenen Gegendrücke bekannt sind, ist es nur schwer möglich, die in [Gro11] präsentierten Ergebnisse als Referenz für eigene Versuche zu nutzen bzw. zu reproduzieren. Zudem ist ein Großteil der Materialien mit sehr geringem Gegendruck verarbeitet worden, um die

Speisung einer Schmelzepumpe zu simulieren. Eine Verarbeitung ohne Schmelzepumpe ist aber wesentlich interessanter und für die industrielle Akzeptanz des neuen Konzepts anzustreben. Aus diesen Gründen werden eigene Plastifizierungsversuche mit dem bestehenden HSST durchgeführt, wobei die Druckdrossel auf ein mittleres Druckniveau eingestellt wird, d. h. der Bolzen wird etwa bis zur Hälfte eingeschraubt. Die in diesem Kapitel vorgestellten Versuchsergebnisse werden später als Referenz für das neue Konzept herangezogen.

Bei den verarbeiteten Kunststoffen handelt es sich erneut um das PE-LD Lupolen 2420 D, das PE-LLD Dowlex NG 5056 G und das PP-H HC 205 TF. Für alle Materialien werden konstante Betriebspunkte ab einer Schneckendrehzahl von 200 min^{-1} angefahren, die schrittweise um ebenfalls 200 min^{-1} gesteigert werden, bis die vom jeweiligen Hersteller empfohlene, maximale Verarbeitungstemperatur (inkl. einer Toleranz von $\pm 10 \text{ K}$) überschritten wird. Ein Betriebspunkt wird als konstant angesehen, wenn keine merklichen Änderungen bzgl. der Schmelztemperatur – gemessen am Eintritt in das Drosselwerkzeug (siehe Abbildung 4.1) – sowie des Motordrehmoments detektierbar sind. Gleichzeitig werden relevante Prozessparameter, wie Zonen- und Massetemperaturen, Drücke, Drehzahlen, Durchsätze, Leistungsaufnahmen etc. aufgezeichnet.

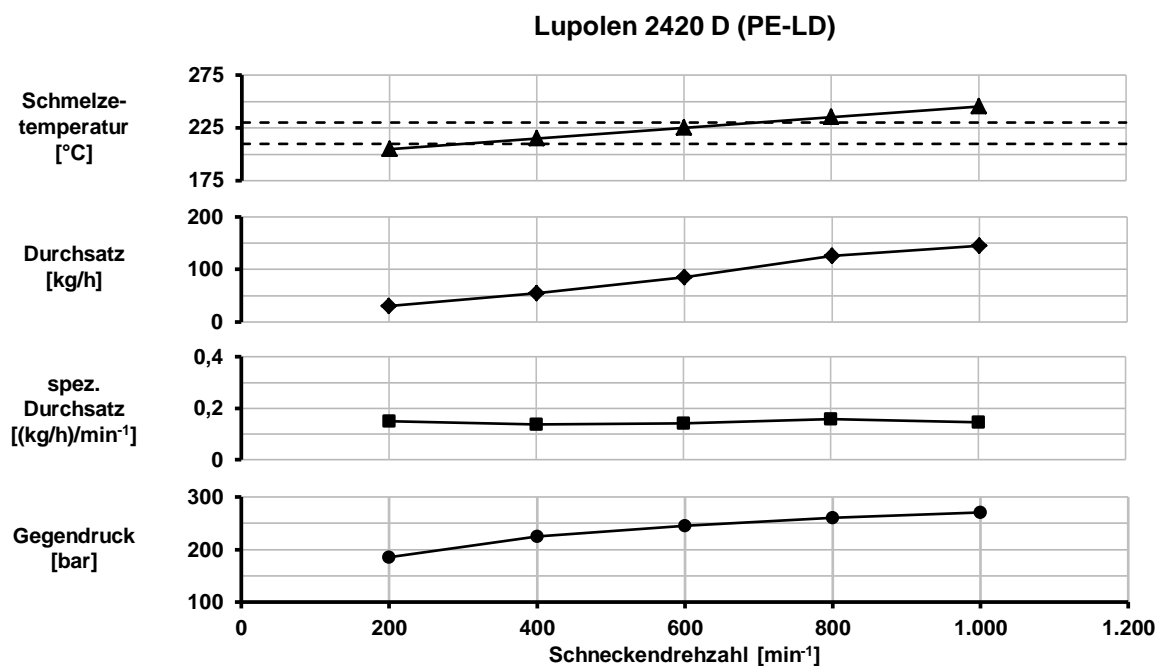


Abbildung 4.2: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) mit statischer Hülse

Die Messergebnisse für die Verarbeitung des PE-LD Lupolen 2420 D sind in Abbildung 4.2 zu sehen. Mit diesem Material kann ein maximaler Durchsatz von etwa 85 kg/h bei einer Schneckendrehzahl von 600 min^{-1} verarbeitet werden. Die Massetemperatur steigt auf die maximal zulässige Temperatur von $220 \text{ }^{\circ}\text{C}$ an. Der spez. Durchsatz verbleibt dabei auf einem recht konstanten Niveau bei ca. $0,15 (\text{kg/h})/\text{min}^{-1}$ und beginnt sogar wieder leicht zu

steigen. Daher wird die Drehzahl ein weiteres Mal bis auf 800 min^{-1} gesteigert. Der Durchsatz kann so auf rund 126 kg/h gesteigert werden, die Massetemperatur steigt leicht auf 235°C an. Die Überschreitung der vom Hersteller genannten zulässigen Massetemperatur fällt noch moderat aus, übersteigt aber die o. g. Toleranz. Eine weitere Steigerung der Drehzahl erscheint daher nicht mehr sinnvoll. Die Druckdrossel wurde vor der Verarbeitung des Lupolen 2420 D auf ein mittleres Druckniveau eingestellt. Bei der niedrigsten Drehzahl von 200 min^{-1} stellt sich ein Gegendruck von knapp unter 200 bar ein. Mit steigender Drehzahl und entsprechender Zunahme des Massedurchsatzes steigt dieser auf etwa 250 bar an. Die Druckdrossel liefert damit als realistisch angesehene Gegendruckwerte, die in der Extrusion von Kunststoffen üblich sind. Diese Drosseleinstellung verbleibt im Folgenden stets unverändert.

Die Ergebnisse für das PE-LLD (Abbildung 4.3) sowie das PP-H (Abbildung 4.4) fallen ähnlich aus. Beide Materialien besitzen eine zulässige Schmelzetemperatur von 240°C , die ab einer Schneckendrehzahl von je 1.000 min^{-1} erreicht wird. Die Durchsätze und Gegendrücke liegen materialspezifisch bei ca. 145 kg/h und 170 bar bzw. 175 kg/h und 260 bar .

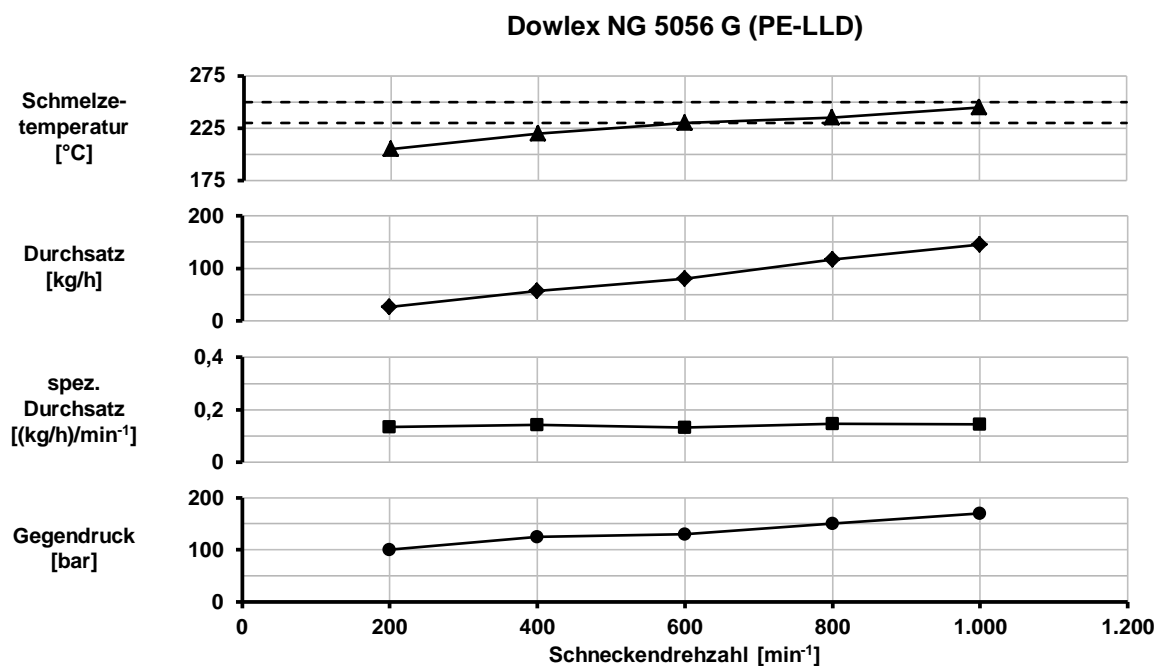


Abbildung 4.3: Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) mit statischer Hülse

Es fällt auf, dass die in Kapitel 2.3.2 angesprochenen sehr hohen Durchsätze bei Drehzahlen von bis zu 2.000 min^{-1} , die in [Gro11] erzielt wurden, für keines der Materialien auch nur annähernd erreicht werden. Dies ist primär auf die teils sehr verschiedenen Drosseleinstellungen zurückzuführen. Die von Großmann gemessenen Gegendrücke liegen zumeist deutlich niedriger als die hier aufgeführten Drücke. Lediglich das PE-LLD stellt diesbezüglich eine Ausnahme dar. Weiterhin geht aus den Versuchen hervor, dass der HSST bei hohen

Gegendrücken kontinuierlich druckaufbauend arbeitet. Insbesondere während der Verarbeitung von PE-LD lässt sich dies beobachten. Es wird ein Druckgradient erzeugt, welcher der Schmelzeabfuhr im äußeren Ringspalt entgegenwirkt (siehe Messwerte in Tabelle 4.1).

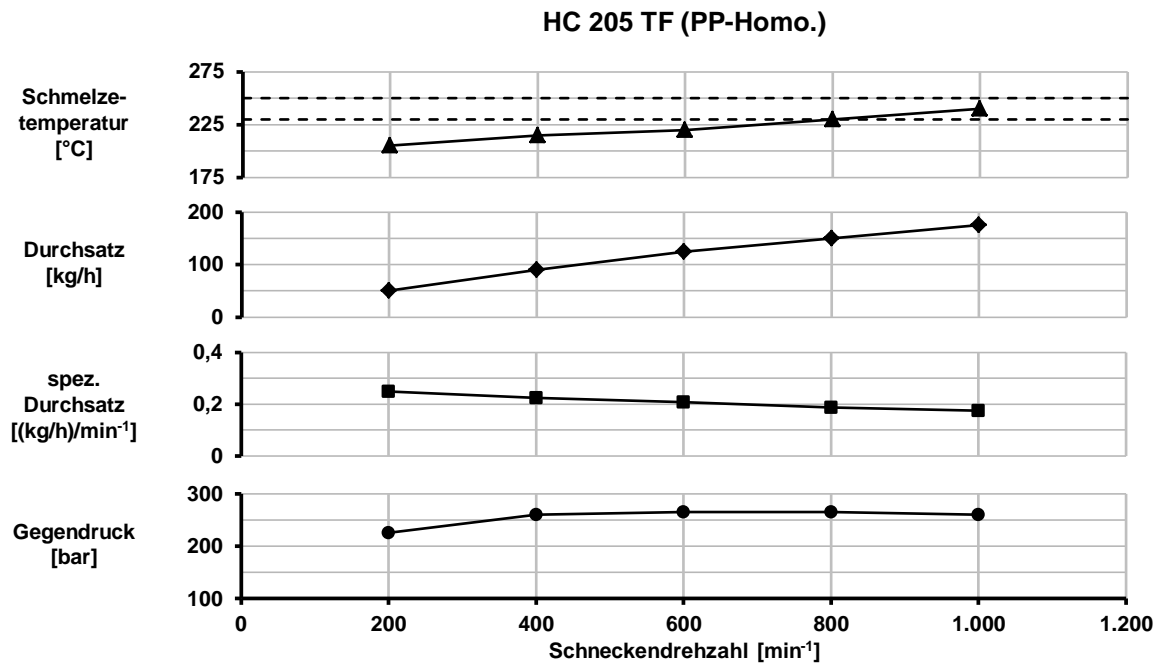


Abbildung 4.4: Plastifizierungsversuch mit HC 205 TF (PP-Homo.) mit statischer Hülse

Die Effizienz der Schmelzeabfuhr ist daher zwingend in Frage zu stellen und zu prüfen. Dazu wird die Verarbeitung des PE-LD Lupolen 2420 D bei einer Drehzahl von 800 min^{-1} , einem Durchsatz von $126,5 \text{ kg/h}$ und 250 bar Gegendruck als Referenz definiert. Dieser Betriebspunkt wird im nachfolgenden Schneckenzugversuch sowie in den CFD-Simulationen tiefergehend untersucht. Die Betriebsdaten zum Referenzpunkt sind in Tabelle 4.1 aufgelistet.

Tabelle 4.1: Prozessdaten des Referenz-Betriebspunktes

Referenz-Betriebspunkt – HSST – Lupolen 2420 D	
Extruder	High-Speed-S-Truder mit statischer Plastifizierhülse
Schnecke	35 mm Schnecke mit Sperrsteg
Schneckendrehzahl	800 min^{-1}
Massedurchsatz	$126,5 \text{ kg/h}$
Schmelztemperatur (Drosselwerkzeug)	235 °C
Schmelzedruck (Drosselwerkzeug)	250 bar
Schmelzedruck (Plastifizierhülse)	180 bar
Schmelzedruck (Einzugszone)	40 bar
Zylinderzonentemperaturen (SOLL)	$90 \text{ °C}; 190 \text{ °C}; 190 \text{ °C}; 190 \text{ °C}; 190 \text{ °C}; 190 \text{ °C}; 190 \text{ °C}$
Zylinderzonentemperaturen (IST)	$90 \text{ °C}; 280 \text{ °C}; 250 \text{ °C}; 205 \text{ °C}; 205 \text{ °C}; 205 \text{ °C}; 200 \text{ °C}$

4.2 Schneckenzugversuch am HSST mit statischer Plastifizierhülse

Schneckenzugversuche sind sehr aussagekräftige Untersuchungen, um Informationen über die Plastifizierungsvorgänge in einem Kunststoffextruder zu erhalten. Schon Maddock nutzte diese Technik, um den Aufschmelzverlauf in einem konventionellen Kunststoffextruder visuell zu studieren [Mad59]. Die allgemein bekannte und etablierte Beschreibung eines wachsenden Schmelzewirbels an der aktiven Flanke des Schneckensteges, bei gleichzeitig abnehmender Breite des Feststoffbettes über der Schneckenlänge, geht auf Maddocks Analysen zurück. Dies unterstreicht den hohen Nutzen eines solchen Experiments.

Um einen ersten Überblick über das Aufschmelzen des Kunststoffs im Inneren des HSST zu erhalten, wird daher auch ein Schneckenzugversuch durchgeführt. Mittels dieser recht aufwändig durchzuführenden, optischen Analyse sollen die theoretischen Vorstellungen vom Aufschmelzprozess in der Plastifizierhülse bestätigt werden. Diese geht von einer unmittelbaren und vollständigen Abfuhr der an der Hülseinnenwand entstehenden Schmelze aus, sodass sich ein Schmelzepool vor der aktiven Flanke des Schneckenstegs nicht bilden kann. Durch die Abfuhr der Schmelze aus dem Schneckengang wird stets der komplette Schneckengang mit Feststoff gefüllt, wodurch die Plastifizierleistung auf konstant hohem Niveau verbleibt.

Für den Schneckenzugversuch wird erneut das PE-LD Lupolen 2420 D genutzt und mit 2 %_{Gew.} schwarzem Farbbatch Polyblak 1850 vermischt und mit dem HSST verarbeitet. Dabei wird der in Kapitel 4.1 definierte Referenz-Betriebspunkt angefahren und gehalten. Die in den vorherigen Plastifizierungsversuchen ermittelten Prozessdaten bzgl. Werkzeuggedruck, Massedurchsatz und Schmelztemperatur können sehr gut reproduziert werden.

Nachdem sich ein konstanter Betriebspunkt eingestellt hat, wird die Extrusion abrupt abgebrochen und der Extruderzylinder an der Umgebungsluft abgekühlt. Nach dem Erkalten des Kunststoffs wird der Zylinder erneut kurzzeitig beheizt, um ein Anschmelzen lediglich der Randschichten zu bewirken. Anschließend werden die Plastifizierhülse sowie die Schnecke demontiert bzw. aus dem Zylinder gezogen. Nach der Abwicklung des Materials von der Schnecke und der Außenseite der Plastifizierhülse werden Querschnittsproben entnommen und Dünnschnitte angefertigt. Abbildung 4.5 zeigt die Dünnschnitte aus dem Schneckengang (oben) sowie aus dem Ringspalt (unten). Die Positionen der jeweiligen Probenentnahmen können der Abwicklung der Schneckengeometrie (Mitte) entnommen werden.

Die Einfärbung mit schwarzem Farbbatch erlaubt Rückschlüsse über den Plastifizierungsprozess. Nur Material, das bereits während der Verarbeitung, d. h. während der Schneckenrotation aufgeschmolzen war, konnte mit dem Farbbatch vermischt und eingefärbt werden. Daraus lässt sich schlussfolgern, dass die weißen, nicht eingefärbten Bereiche in den Dünnschnitten unaufgeschmolzenes Material und somit das Feststoffbett kennzeichnen.

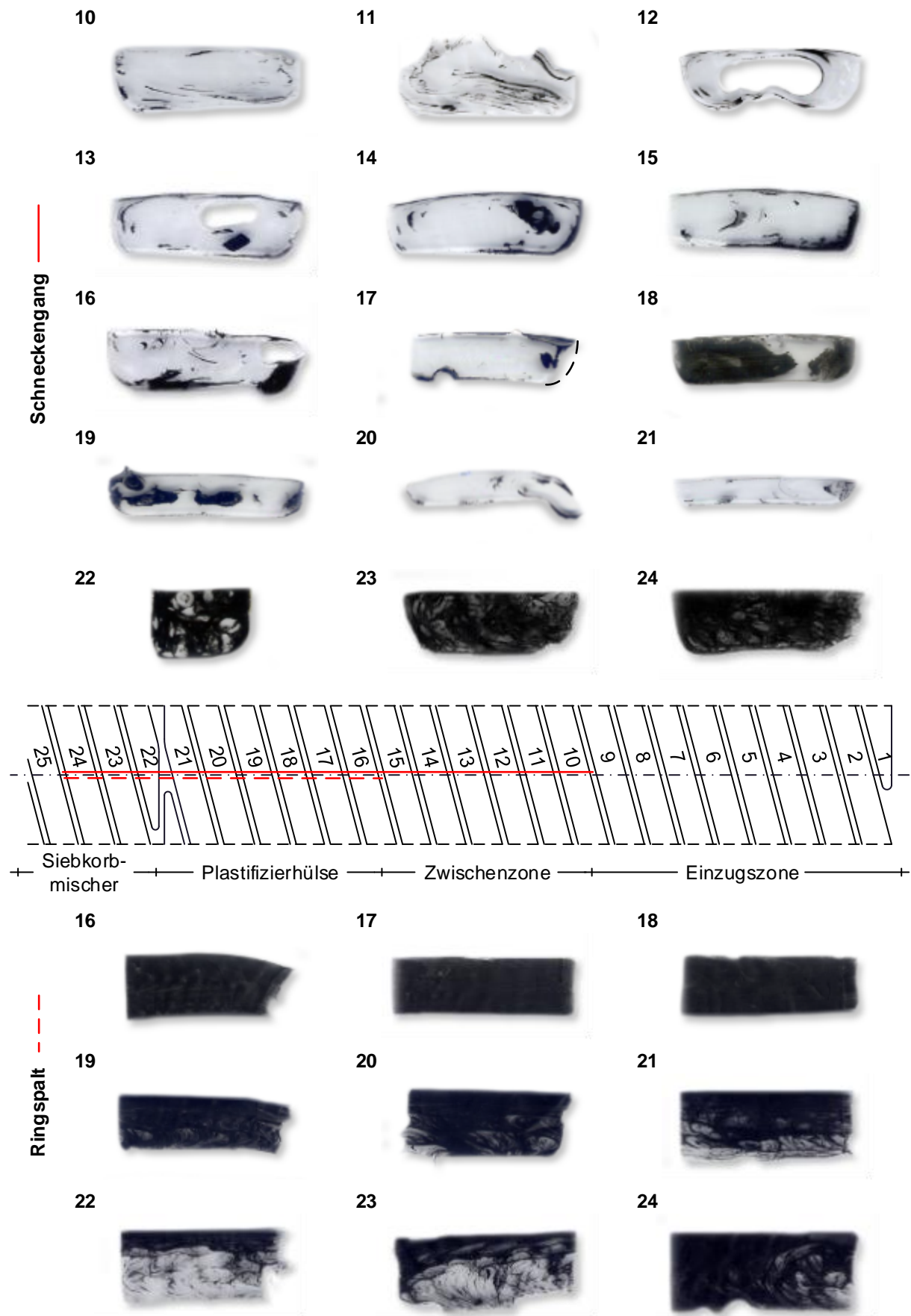


Abbildung 4.5: Dünnschnitte nach Schneckenzugversuch für den High-Speed-S-Truder mit statischer Plastifizierhülse

Es ist zunächst festzustellen, dass die vermutete Aufschmelzcharakteristik im Wesentlichen bestätigt wird. Bis hin zum Sperrsteg ist der Schneckengang weitestgehend mit nicht eingefärbtem und daher nicht aufgeschmolzenem Material gefüllt. Am Schneckenrund sowie am Kontakt zur Plastifizierhülse deuten schwarze Einfärbungen auf die Bildung eines dünnen Schmelzefilms hin. Eine vollständige Unterdrückung der Schmelzewirbelbildung kann aber nicht bestätigt werden. Etwa ab Windung #14 beginnt sich ein Schmelzewirbel auszubilden. Dieser wächst bis Windung #18, d. h. bis deutlich in die Plastifizierhülse hinein, in geringem Maße an und wird dann rasch abgebaut.

Hinter dem Sperrsteg (#22 – #24) ist schwarzes und somit plastifiziertes Material erkennbar. Auffällig ist hier die inhomogene Färbung. Weißanteile zeichnen sich deutlich ab, die auf Feststoffpartikel hindeuten. Ein ähnliches Bild ist im Ringspalt zu sehen. Dieser ist zu großen Teilen mit homogener (einheitlich gefärbter) Schmelze gefüllt. Allerdings sind insbesondere im Bereich des Sperrstegs erhebliche Feststoffanteile, die letztlich im Extrudat vorzufinden sind, vorhanden. Die Ursache ist vermutlich ein Erweichen des Granulats, wodurch dieses derart verformbar wird, dass es den schmalen Spalt über dem Sperrsteg sowie die feinen Bohrungen der Plastifizierhülse passieren kann, ohne vollständig aufzuschmelzen. Das hierzu notwendige hohe Druckniveau wird erst durch das Aufstauen des Feststoffs vor dem Sperrsteg erreicht. Dies ist auch eine mögliche Ursache für die beobachtete späte Schmelzeabfuhr.

Die angefertigten Dünnschnitte zeigen lediglich eine Momentaufnahme. Ein Einblick in die dynamischen Abläufe der Plastifizierung kann nicht gewonnen werden. Es können keine Informationen bzgl. Strömungsgeschwindigkeiten und -richtungen, Verweilzeiten und andere Strömungsvorgänge entnommen werden. Abhilfe kann hier die rechnergestützte, numerische Strömungsberechnung schaffen. Die Abbildung von Fluidströmungen zählt bereits seit geraumer Zeit zum Stand der Technik. Die Berechnung von Aufschmelzvorgängen hingegen stellt nach wie vor ein interessantes Forschungsgebiet dar. Das nachfolgende Kapitel 4.3 nimmt sich dieser Thematik an und liefert weiteres Wissen über die Aufschmelz- und Strömungsvorgänge im HSST.

4.3 CFD-Simulation zum HSST mit statischer Plastifizierhülse

Der Einsatz moderner Computer-Software zur Analyse und Optimierung von Strömungsprozessen, die mit analytischen Methoden nicht mehr zu beschreiben sind, zählt heute zum Stand der Technik. Die numerische Strömungsberechnung (Computational Fluid Dynamics, CFD) erlaubt den Blick ins Innere von Strömungsmaschinen und -kanälen und liefert umfassendes Wissen über die ablaufenden Prozesse. Probleme können frühzeitig erkannt und behoben werden, Verbesserungen und Anpassungen lassen sich durchführen, noch ehe

ein Bauteil gefertigt wird. Die CFD trägt somit erheblich zur schnellen und kostengünstigen Konzeptionierung und Auslegung von Maschinen bei [Lec14]. Dies gilt im Wesentlichen für Einphasenströmungen, d. h. für reine Fluidströmungen mit einer oder mehr Komponenten, die ggf. geringe Füllstoffanteile besitzen können.

Daneben zählt auch die Simulation von Schüttgütern bereits zum Stand der Technik. Dies wird jedoch nicht durch die CFD ermöglicht, sondern durch die Berechnung der Interaktion von meist sphärisch dargestellten Festkörpern mittels der Diskrete-Elemente-Methode (DEM). Die DEM wurde bereits in zahlreichen Arbeiten erfolgreich genutzt, um das Einrieseln und den Transport von Granulat in der Einzugszone von Extrudern zu untersuchen [CB15, LS14a, LS15a, LS15b, MT04, MT05, MT07, MT08].

Damit stehen zwei Methoden bereit, mit denen sich der Feststoffeinzug in der Einfüll- und Einzugszone sowie der Schmelzetransport in der Meteringzone eines Kunststoffextruders numerisch berechnen und untersuchen lassen. Eine Kombination beider Varianten in einer Simulation, die den Phasenwechsel eines Schüttguts von einem Feststoff in ein Fluid ermöglicht, wie es zur ganzheitlichen Abbildung von Plastifizierprozessen in Extrudern benötigt wird, ist jedoch nicht bekannt. Zukünftig könnte die CFD mit Fluid-Structure-Interaction (FSI) Abhilfe bieten, die die Berechnung der Wechselwirkungen zwischen einem Festkörper mit einem umgebenden Fluid erlaubt. Hierbei müssten jedoch sämtliche Interaktionen zwischen allen Granulatkörnern untereinander sowie mit der umgebenden Schmelze betrachtet werden. Aufgrund der enormen Menge an Festkörpern, die bedingt durch den Schmelzvorgang zeitlich in ihrem Volumen und ihrer Anzahl abnehmen, ist ein solches Vorgehen mit heutigen Rechenkapazitäten jedoch kaum durchführbar. Daher wird im Rahmen der vorliegenden Arbeit ein innovatives Materialmodell erarbeitet, das die Darstellung eines Feststoff-Fluid-Gemisches als fließfähiges Kontinuum erlaubt. Das Modell wird in die Software ANSYS Fluent V.14.5 der Firma ANSYS Inc. implementiert.

In den folgenden Kapiteln 4.3.1 – 4.3.5 wird zunächst eine chronologische Übersicht über ausgewählte, bestehende Ansätze zur Simulation von Schmelzprozessen in der Polymerverarbeitung gegeben. Diese werden kritisch bewertet und ihre Vor- und Nachteile erarbeitet. Dabei wird das große Potenzial der CFD zur Abbildung von Plastifizierprozessen in Einschneckenextrudern verdeutlicht. Es folgen grundlegende Informationen bzgl. der CFD. Die zur Berechnung von Fluidströmungen gängigen Methoden sowie die zugrundeliegenden Modellgleichungen werden erläutert. Darauf aufbauend folgt die detaillierte Vorstellung des im Rahmen dieser Arbeit entwickelten und im weiteren Verlauf genutzten Materialmodells. Abschließend wird das Materialmodell genutzt, um die Vorgänge im HSST zu simulieren und zu analysieren.

4.3.1 Bestehende Ansätze zur Darstellung von Aufschmelzprozessen

Computersimulationen erlangen immer größere Bedeutung in der Planung, Entwicklung und Auslegung von Anlagen und Maschinen. Sie liefern umfassende Informationen über die ablaufenden Vorgänge und Prozesse, die im realen Experiment nicht gewonnen werden können. Sie tragen somit erheblich zur Steigerung eines detaillierten Prozessverständnisses bei. Gelingt es, durch eine vorhergehende Berechnung den experimentellen Aufwand deutlich zu verringern, so ist dies auch mit einem großen wirtschaftlichen Nutzen verbunden.

Auch in der Kunststoffverarbeitung sind Simulationen weit verbreitet. Die Simulation der Kunststoffplastifizierung in Extrudern ist allerdings noch nicht sonderlich vorangeschritten und bietet großen Entwicklungsspielraum. Zwar sind zahlreiche Ansätze zur rechnerischen Beschreibung der Schmelzvorgänge in Extrudern vorhanden, doch konnte sich keiner dieser Ansätze im industriellen Gebrauch vollends etablieren [Imh04]. Das Design einer Schnecke beruht bis heute stark auf dem Erfahrungsschatz des Konstrukteurs. Dieser kann zwar auf analytische Berechnungsvorschriften und empirisch/numerisch, meist eindimensional arbeitende Software zurückgreifen, allerdings reichen die verwendeten Gleichungen und Methoden in ihren Ursprüngen teils mehrere Jahrzehnte zurück und unterliegen starken Vereinfachungen und Annahmen [Con08, HKG12a, HKG12b, Imh04]. Nichtsdestotrotz haben sich diese Tools als nützliche Hilfsmittel erwiesen. Eine zunehmende Akzeptanz der rechnerunterstützten Auslegung und Optimierung von Plastifiziereinheiten verdeutlicht deren enormes Potenzial und das große Interesse an diesem Themenkomplex [Pap06].

Den Grundstein für die Modellbildung von Aufschmelzvorgängen in Kunststoffextrudern legten Maddock und Street [Mad59, Str61]. Sie untersuchten die Plastifizierprozesse in Extrudern mithilfe von Schneckenzugversuchen und zeigten, dass der Schmelzvorgang im Wesentlichen an der heißen Zylinderwand abläuft. Der sich bildende Schmelzefilm wird vom Schneckensteg abgetragen und ein Schmelzewirbel bildet sich vor der aktiven Flanke aus. Das Feststoffbett liegt aufgrund des zur passiven Flanke hin abnehmenden Druckgradienten an dieser an und nimmt in seiner Größe stetig ab (vergl. Kapitel 2.1).

Modelle für den abgewickelten Schneckengang

Auf Grundlage dieser qualitativen Beobachtungen erarbeitete Tadmor 1966 erstmals ein mathematisches Berechnungsmodell zur Vorhersage des entstehenden Feststoffbettprofils in einem Einschneckenextruder [Tad66]. Er betrachtet einen abgewickelten Schneckengang mit bewegter Zylinderwand. Das Feststoffbett wird als starres, homogenes Kontinuum mit rechteckigem Querschnitt betrachtet. Es liegt am Schneckengrund sowie an der passiven Flanke des Schneckenstegs an und bewegt sich mit gleichbleibender Geschwindigkeit entlang des Kanals. Es schmilzt durch Wärmeleitung und dissipative Effekte ausschließlich an der scharf ausgeprägten Kontaktfläche zum Schmelzefilm an der Zylinderwand auf.

Mittels vereinfachter Erhaltungsgleichungen werden sowohl die Dicke des entstehenden Schmelzefilms als auch die über der Kanallänge zunehmende Breite des sich bildenden Schmelzewirbels bestimmt. Anfänglich verwendete Tadmor konstante Materialparameter und newtonsche Fluide. Später erweiterte er sein Modell auf Kosten zunehmender Komplexität und implementierte nicht-newtonsches Materialverhalten, eine verbesserte Berechnung der Schmelzefilmtemperatur sowie Leckspalt- und Krümmungseffekte [TDK67, TK70, TG06]. Zudem erarbeiteten Tadmor et al. Methoden, um den Feststofftransport und den Beginn der Schmelzewirbelbildung rechnerisch bestimmen zu können [TB72a, TB72b, TK72].

Diverse Modifikationen seines Modells folgten. Beispielsweise fügte Donovan eine kontinuierliche Erwärmung des unaufgeschmolzenen Polymers hinzu und führte zudem eine Beschleunigung des nun deformierbaren Feststoffbetts im verjüngenden Schneckengang ein [Don71]. Edmondson und Fenner ergänzten in [EF75] einen Schmelzefilm an der Schneckenoberfläche und implementierten Druckterme in die Strömungsgleichungen. Neben dem Aufschmelzverlauf konnten so auch die über der Schnecke aufkommenden Druckprofile berechnet werden. Lindt betrachtet in seinen Arbeiten [EL+84, Lin76, Lin81, LE85, Lin85] ein vollständig von Schmelze umströmtes Feststoffbett, das sowohl starr als auch frei verformbar beschrieben werden kann. Durch umfassende Experimente zeigte er, dass die Betrachtung eines starren Feststoffbetts zu genaueren Ergebnissen in der Druckberechnung führt, die Verwendung eines nicht formstabilen Feststoffbetts hingegen exaktere Plastifizieraten mit sich bringt [EL+84].

Ebenfalls auf den Arbeiten von Tadmor aufbauend, erarbeiteten auch Potente et al. in den 1980er Jahren sehr umfassende Modelle zur rechnerischen Beschreibung der Vorgänge in Extrudern [Koc87, PK87a, PK87b, Pot92, Schö94, Ste92, WP02]. Potente betrachtet ein von Schmelze umgebenes Feststoffbett im abgewinkelten Schneckengang. Dieser wird in kurze, aufeinanderfolgende Teilabschnitte konstanter Geometrie gegliedert, innerhalb derer auch die Prozess- und Materialparameter als jeweils konstant angesehen werden können. Für diese Teilabschnitte werden analytisch lösbarer Approximationsgleichungen aufgestellt, mittels derer Informationen z. B. bzgl. des Massedurchsatzes, des An- und Aufschmelzens, des Druckaufbaus und der Massetemperatur berechnet werden. Dieses Vorgehen diene als Grundlage für die Extruderauslegung mit der Software REX, die am Institut für Kunststofftechnik der Universität Paderborn (KTP) entwickelt und in Kooperation mit Partnern aus der Industrie bis heute kontinuierlich erweitert wird. Das Modell liefert sehr gute Prozessvorhersagen. Aber auch diesem Ansatz liegt die Vorgabe einer Aufschmelzcharakteristik zugrunde, sodass er nicht für beliebige Maschinenkonzepte genutzt werden kann.

Einen anderen Ansatz, der im Gegensatz zu den zuvor genannten Modellen laut Autor nicht auf die vorhergehende Annahme einer Aufschmelzcharakteristik angewiesen ist, stellte Syrjälä im Jahr 2000 vor [Syr00]. Er verwendet das Rinnenmodell eines abgewinkelten

Schneckenanges mit konstanter Gangtiefe und unterstellt eine Blockströmung des Feststoffbetts in Kanalrichtung. Die Feststoffströmung wird über Quellterme in den Impulsgleichungen erzwungen, das Strömungsverhalten der Schmelze hingegen wird durch die Beschreibung ihrer Viskosität mittels des Carreau-Ansatzes charakterisiert. Über eine temperaturabhängige Beschreibung der spezifischen Wärmekapazität wird die benötigte Schmelzenthalpie eingebunden. Alle weiteren thermodynamischen Materialeigenschaften werden als Konstanten für Feststoff und Schmelze definiert und mittels einer Rampenfunktion zu einer durchgängigen, temperaturabhängigen Funktion gekoppelt. Die Lage der Phasengrenze zwischen Feststoff und Fluid wird durch das Modell selbst bestimmt. Die Simulationen von Syrjälä zeigen eine gute Übereinstimmung mit Maddocks Beobachtungen. Der Schmelzprozess beginnt in einem dünnen Schmelzefilm an der Zylinderwand, der Schmelzewirbel an der aktiven Flanke des Schneckenstegs ist deutlich ausgeprägt und die Feststoffbettbreite nimmt in Kanalrichtung stetig ab. Bei Vorgabe einer sich erwärmenden Schneckenoberfläche ist ein Umströmen des Feststoffbetts mit Schmelze erkennbar. Eine Validierung von Syrjäläs Simulationen ist allerdings nicht vorhanden, sodass keine quantitative Aussage über die Genauigkeit seiner Arbeit getroffen werden kann. Zudem ist anzumerken, dass die Manipulation der Impulsgleichung eine drastische Maßnahme darstellt, um eine vorab gewünschte Feststoffströmung einzustellen. Der Ausgang der Simulation ist somit nicht gänzlich unbeeinflusst.

Modelle für den nicht abgewickelten Schneckenang

Den vorgestellten Ansätzen ist gemein, dass sie sich ausschließlich für Prozesse im Einschneckenextruder nutzen lassen und stets auf die Betrachtung eines abgewickelten Schneckenanges angewiesen sind. Sie ermöglichen lediglich grobe Abschätzungen, für eine exakte Auslegung und/oder Analyse des Aufschmelzbereichs von Extrudern bzw. Extruderschnecken sind ihre Vorhersagen aber unzureichend (vergl. [MHG11]). Einen entscheidenden Fortschritt liefert diesbezüglich die Verwendung von CFD-Systemen, mit denen sich prinzipiell beliebige Strömungen dreidimensional untersuchen lassen. Mit der zunehmenden Verfügbarkeit leistungsstarker Computerhardware sind auch die Einsatzfelder der CFD stetig gewachsen. Die am Institut für Kunststoffverarbeitung (IKV) der RWTH Aachen durchgeführten Arbeiten [Gra12, HG13, HKG12a, HKG12b, Imh04, MHG11, MHG12], ebenso wie die Publikationen [AG+06, AG+07, AG+11, AG+14, Alt10] von Altinkaynak et al., belegen, dass die CFD nicht nur für die Abbildung von Fluidströmungen, sondern auch für die Plastifizierung von Kunststoffen in Extrudern genutzt werden kann.

Am IKV wird seit einigen Jahren der Ansatz eines hochviskosen Fluides zur Darstellung des Feststoffbetts verfolgt. Hierzu werden der Carreau-Ansatz für Temperaturen oberhalb des Schmelzpunktes sowie eine sehr hohe, konstante Viskosität für niedrige Temperaturen

mittels einer Rampenfunktion zu einer durchgängigen, aber unstetigen Viskositätsfunktion kombiniert. Die spez. Wärmekapazität wird tabellarisch hinterlegt und dient – wie bei Syrjälä auch – zur Implementierung der Aufschmelzenthalpie. Der Vorteil dieses Verfahrens liegt in seiner hohen Flexibilität. Die Aufschmelzcharakteristik muss in der Tat nicht vorab bekannt sein, da sich sowohl die Schmelzeströmung als auch die Bewegung des Feststoffs rein durch das Materialmodell im Zuge der CFD-Rechnungen ergeben. Der Simulationsraum kann vollständig dreidimensional, d. h. ohne auf eine Rinnendarstellung auszuweichen und unter Berücksichtigung jeglicher Details, wie z. B. dem Leckspalt zwischen Zylinder und Schneckensteg, gestaltet werden. Sowohl die Plastifizierung im 60 mm Einschneckenextruder mit eingängiger Schnecke als auch mit Barrierschnecke konnten so erfolgreich am Beispiel eines PE-LD bzw. von PP abgebildet werden. Die errechneten Plastifizierverläufe zeigen auch für das IKV-Modell eine hohe Übereinstimmung mit dem erwarteten Schmelzprofil. Im Fall der Barrierschnecke ist zudem eine korrekte Trennung von Feststoff und Schmelze ermittelt worden. Mittels eines Vergleichs von berechneten und gemessenen Druckwerten konnte das Modell verifiziert werden [HG13].

Aufgrund dessen erscheint der Ansatz sehr vielversprechend für weitere Einsätze. Er bringt jedoch einen wesentlichen Problempunkt mit sich: Die Wahl der Maximalviskosität für unaufgeschmolzenes Material beeinflusst maßgeblich Form und Verhalten des Feststoffbetts sowie die numerische Stabilität der Rechnung [HG13]. Bei der Wahl eines geeigneten Viskositätsniveaus ist daher ein Kompromiss erforderlich. Einerseits konnte gezeigt werden, dass eine hohe Viskosität benötigt wird, um eine realistische Abbildung eines nicht fließfähigen Feststoffs zu erzielen. Andererseits bewirkt eine hohe Viskosität eine Überbewertung des Dissipationsterms und führt zudem zu Konvergenzproblemen, die auf die Diskontinuität der Viskositätsformulierung zurückgeführt werden [HKG12a, HKG12b]. In keiner der oben aufgeführten Arbeiten des IKV konnte eine Maximalviskosität von mehr als 300.000 Pa \cdot s verwendet werden, wodurch es nicht möglich war, ein teils deutliches „Zerfließen“ des Feststoffbettes zu vermeiden.

Altinkaynak et al. verwenden eine sehr ähnliche Methode, die auch bei der Betrachtung von Zwei-Phasen-Strömungen in Spritzgießsimulationen Anwendung findet [AG+11]. Mittels des WLF-Ansatzes wird die temperaturabhängige Verschiebung der nach Cross beschriebenen Viskosität bis in den Feststoffbereich hinein berechnet. Auf diese Weise lässt sich ebenfalls eine hochviskose, nicht fließfähige Schmelze zur Darstellung des Feststoffs erzeugen. Hierbei ist von Vorteil, dass auf eine unstetige Rampenfunktion wie im Ansatz des IKV verzichtet werden kann. Daher ist dieses Vorgehen numerisch robuster und das Feststoffbett kann hochviskoser und somit formstabil beschrieben werden. Nachteilig ist aber, dass das Viskositätsniveau des Feststoffs für Temperaturen nahe Raumtemperatur nicht handhabbare Maximalwerte annimmt. Daher werden die aufkommenden Viskositätswerte auf maximal

10^{12} Pas limitiert [AG+14]. Die thermodynamischen Materialeigenschaften werden alle als konstante Werte definiert. Zur Unterscheidung zwischen Feststoff und Schmelze wird eine strikte Grenze bei der Glasübergangstemperatur gelegt. Dies beeinflusst jedoch lediglich die Interpretation der Ergebnisse, nicht jedoch deren Berechnung.

Am Beispiel der Verarbeitung eines amorphen, thermoplastischen Acrylnitril-Butadien-Styrol (ABS), auf einem 63,5 mm Einschneckenextruder untersuchten Altinkaynak et al. simulativ die Einflüsse verschiedener Materialeigenschaften und Verarbeitungsbedingungen auf das Schmelzprofil. Die Simulationen erfolgten stationär unter Verwendung der kinematischen Umkehr (vergl. Kapitel 4.3.2.3) und wurden anfänglich für einen abgewinkelten Schnecken-gang durchgeführt. Später wurde auf ein 3D-Helixmodell der Kompressionszone gewechselt. Abgeglichen wurden die Ergebnisse mit Schnittbildern aus realen Experimenten.

Es konnte gezeigt werden, dass zahlreiche Parameter die Berechnung der benötigten Aufschmelzlänge beeinflussen. Dabei sind die Einflüsse einiger Parameter, wie etwa die Zylinder- und/oder die Schneckentemperatur, eher gering einzuschätzen, wohingegen sich andere Faktoren teils massiv auf die berechneten Ergebnisse auswirken. Die Viskosität ist an dieser Stelle erneut hervorzuheben, da sich – wie aus den Arbeiten des IKV bereits hervorgegangen ist – eine hohe Viskosität maßgeblich auf die Dissipationsleistung auswirkt und damit zu einer Steigerung der Plastifizierleistung beiträgt [AG+11]. Dem willkürlich gesetzten Maximalwert der Viskosität kommt folglich eine besondere Bedeutung zu. Zwar unterdrückt der von Altinkaynak et al. gewählte Ansatz die Fließbewegungen innerhalb des Feststoffbetts weitestgehend und sorgt so für die gewünschte Formstabilität, gleichzeitig birgt er aber auch die Gefahr einer ungewollten Manipulation bzw. Verfälschung des Simulationsergebnisses. Eine Entkopplung der Dissipation von der Viskosität des nicht vollständig aufgeschmolzenen Materials ist daher zwingend notwendig (siehe Kapitel 4.3.3.6).

Zusammenfassend bleibt festzuhalten, dass zahlreiche Arbeiten der letzten Jahrzehnte die Plastifizierung in Kunststoffextrudern bereits behandeln. Neben den o. g. Arbeiten sind zahlreiche weitere Literaturstellen zur Berechnung und Simulation von Plastifizierprozessen zu finden. Die obige Übersicht erhebt keinen Anspruch auf Vollständigkeit. Sie vermittelt ausschließlich einen Eindruck über die bisher bekannten Ansätze und Methoden. Diese unterscheiden sich teils erheblich in Bezug auf ihre Flexibilität und Anwendbarkeit auf reale Prozesse. So unterliegen insbesondere ältere Modelle stark vereinfachenden Annahmen und Restriktionen, wie etwa der Abwicklung des Schnecken-ganges oder der Vorgabe eines Schmelzmechanismus entsprechend den Beobachtungen von Maddock. Auch material-spezifische Annahmen, wie konstante thermodynamische Eigenschaften oder newtonsches Fließverhalten sind zu nennen. Aber speziell durch die stetig zunehmende Leistungsfähigkeit von auf dem Markt verfügbaren Computersystemen konnten diese Einschränkungen und

Simplifizierungen zu großen Teilen aufgehoben werden. Der Einsatz von CFD-Software in Verbindung mit dem Modell des hochviskosen Feststoffbetts zeigt sich hier als besonders vielversprechender Ansatz.

Doch auch wenn stets von „guten“ Übereinstimmungen zwischen Simulationen und Experimenten berichtet wird, so sind die auftretenden Diskrepanzen zwischen Berechnungsergebnissen und Praxis noch immer zu groß [Imh04]. Zudem behandelt bislang keine Arbeit die Simulation eines Extruders mit schnelldrehender Schnecke, einer alternativen Plastifizierung oder gar beides in einem. Aus diesen Gründen wird für die im weiteren Verlauf dieser Arbeit getätigten CFD-Simulationen ein eigenes Materialmodell auf Basis der zuvor beschriebenen Modelle entwickelt. Hierzu werden im nachfolgenden Abschnitt 4.3.2 zunächst die mathematischen/numerischen Grundlagen einer CFD-Rechnung erörtert. Die besondere Bedeutung des für die Simulation notwendigen Materialmodells wird hervorgehoben. Anschließend folgt in Abschnitt 4.3.3 die detaillierte Beschreibung des neuen Materialmodells zur Simulation von Plastifizierprozessen.

4.3.2 Numerische Berechnung von Strömungen in Kunststoffextrudern

Strömungen können mittels gekoppelter, nichtlinearer, partieller Differentialgleichungen, den sogenannten Navier-Stokes-Gleichungen, beschrieben werden. Hierunter werden die fünf Erhaltungsgleichungen für Masse, Impuls (in x-, y- und z-Richtung) und Energie verstanden. Die Navier-Stokes-Gleichungen können nur für einige Sonderfälle analytisch gelöst werden und müssen daher im Allgemeinen numerisch berechnet werden [Lec14]. Hierzu werden das zu analysierende Fluidvolumen in eine endliche Anzahl finiter Kontrollvolumina unterteilt (diskretisiert) und die Navier-Stokes-Gleichungen für jedes dieser Kontrollvolumina aufgestellt. Die Differentialgleichungen werden durch ein System algebraischer Gleichungen approximiert, das dann mithilfe eines CFD-Solvers iterativ gelöst werden kann [FP08]. Dabei müssen die Massen-, Impuls- und Energiebilanzen für jedes Kontrollvolumen separat sowie für das Gesamtsystem erfüllt sein. Die numerische Rechnung liefert eine Näherungslösung an diskreten Stellen in Raum und Zeit für die fünf gesuchten Größen, die eine Strömung beschreiben. Hierzu zählen die Strömungsgeschwindigkeiten in den drei Raumrichtungen, die im Geschwindigkeitsvektor $\vec{v} = [u \quad v \quad w]^T$ zusammengefasst werden, sowie der Druck p und die Temperatur T . Weitere Größen lassen sich hieraus ableiten.

Mittels der vollständigen Navier-Stokes-Gleichungen lässt sich (zumindest in der Theorie) die Bewegung einer jeden zähen, isotropen Flüssigkeit beschreiben. Vollständig bedeutet in diesem Zusammenhang, dass die Strömung zeitabhängig und unter Berücksichtigung jeglicher Details, wie z. B. der Ausbildung von Wirbeln und Turbulenzen etc., abgebildet werden kann [Lec14]. In der Praxis wird normalerweise aber nicht auf die vollständigen Navier-Stokes-Gleichungen zurückgegriffen, da diese bedingt durch den hohen Komplexi-

tätsgrad zu sehr hohem Rechenaufwand sowie inakzeptablen Rechenzeiten führen und für viele technische Anwendungen ohnehin nicht benötigt werden. Daher werden i. d. R. vom jeweiligen Anwendungsfall sowie vom zu betrachtenden Fluid abhängige, vereinfachende Annahmen, Idealisierungen und Randbedingungen getroffen, mittels derer die Erhaltungsgleichungen gekürzt und simpler ausgedrückt werden können, die aber gleichzeitig die Genauigkeit der erzielbaren Ergebnisse herabsetzen [Con08, FP08, Lec14, Poh03].

Die verschiedenen Charakteristika unterschiedlicher Stoffe, wie z. B. Gase, leicht fließende Medien oder aber auch zähflüssige Kunststoffschmelzen, werden dabei ausschließlich durch die Kopplung mit materialbeschreibenden Stoffgleichungen eingebunden [Con08, Poh03]. Dem Materialmodell kommt somit eine besondere Bedeutung zu.

4.3.2.1 Erhaltungsgleichungen

Nachfolgend werden die vollständigen Navier-Stokes-Gleichungen in konservativer Form, d. h. für ortsfeste Kontrollvolumina, in kartesischen Koordinaten erläutert. Eine detaillierte Herleitung kann der verwendeten Grundlagenliteratur [FP08, Lec14, LO13, Ans13, OBR11, OR15, Wen10] entnommen werden.

Massenerhaltung (Kontinuitätsgleichung)

Das physikalische Prinzip der Erhaltung der Masse wird durch Gleichung 4.1 formuliert. Dieses besagt, dass die zeitliche Änderung der Masse innerhalb des betrachteten Kontrollvolumens identisch zur Summe der über die Oberfläche des Kontrollvolumens ein- und austretenden Masseströme ist. Hierin bezeichnen t die Zeit, \vec{v} den Geschwindigkeitsvektor und ρ die Dichte des Fluids, die über Stoffgesetze beschrieben werden kann.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho) + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0 \quad 4.1$$

Impulserhaltung (Bewegungsgleichungen)

Die Impulserhaltungsgleichung fasst die sogenannten Bewegungsgleichungen für die drei Raumrichtungen in einem Ausdruck zusammen und basiert auf dem zweiten newtonschen Gesetz. Hiernach wird eine Masse durch das Wirken einer Kraft in deren Wirkrichtung und proportional zu deren Betrag beschleunigt. Wendet man dieses Axiom der Anschaulichkeit halber zunächst auf ein einzelnes Fluidelement an, so wird das Auftreten dreier Kraftkomponenten ersichtlich. Zum einen liegen Volumenkräfte wie z. B. die Gravitationskraft vor, die am Fluidelement selbst angreifen. Zum anderen treten Druck- und Reibungskräfte an der Oberfläche des Fluidelements auf. Unter Berücksichtigung dieser Kräfte kann die Impuls-

erhaltung für das einzelne Fluidelement hergeleitet und durch mathematische Umformungen in die konservative Form überführt werden (Gleichung 4.2) [Lec14, Wen10].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \bar{v}) + \nabla \cdot (\rho \bar{v} \otimes \bar{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho \bar{f} \quad 4.2$$

Hierin beschreiben weiterhin t die Zeit und ρ die Dichte, p bezeichnet den Druck und \bar{f} den Beschleunigungsvektor, der z. B. zur Berechnung der Gravitationskraft dient. Die Reibungskräfte werden durch Normal- und Schubspannungen übertragen, die im Spannungstensor $\bar{\tau}$ aufgeführt werden. Dieser lässt sich unter Nichtberücksichtigung elastischer Effekte durch die Strömungsgeschwindigkeiten \bar{v} ausdrücken. Nach Gleichung 4.3 werden hierzu die Komponenten des Spannungstensors $\bar{\tau}$ durch Multiplikation der Viskosität $\eta(\dot{\gamma}, T)$ mit dem Deformationstensor $\bar{\dot{\gamma}}$ bestimmt. Dieser ist nach Gleichung 4.4 wiederum rein vom Geschwindigkeitsvektor \bar{v} abhängig [OR15]. Die Viskosität $\eta(\dot{\gamma}, T)$ als materialbeschreibende Stoffeigenschaft wird, wie zuvor bereits die Dichte, durch ein geeignetes mathematisches Modell, z. B. das Potenzgesetz nach Ostwald und de Waele, den Cross- oder den Carreau-Ansatz beschrieben. Da Kunststoffschmelzen ein strukturviskoses Verhalten zeigen, ist ihre Viskosität in hohem Maße vom Betrag der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ abhängig. Dieser kann mittels der zweiten Invariante des Deformationsgeschwindigkeitstensors $\bar{\dot{\gamma}}$ berechnet und somit ebenfalls aus dem Geschwindigkeitsvektor \bar{v} gewonnen werden (Gleichung 4.5).

$$\bar{\tau} = \eta(\dot{\gamma}, T) * \bar{\dot{\gamma}} \quad 4.3$$

$$\bar{\dot{\gamma}} = \nabla \bar{v} + (\nabla \bar{v})^T \quad 4.4$$

$$\dot{\gamma} = \sqrt{\frac{1}{2} * II_{\bar{\dot{\gamma}}}} \quad 4.5$$

Energieerhaltung

Der Energieerhaltungssatz bilanziert die zeitliche Änderung der totalen Energie im Kontrollvolumen als Summe der pro Zeiteinheit verrichteten Arbeit durch Druck-, Gravitations- und Reibungskräfte sowie der über die Oberfläche ein- und ausgehenden Wärmeströme durch Strahlung, Konvektion und Wärmeleitung. Diese Bilanz kann – wie in Gleichung 4.6 – auch mittels spezifischer Größen ausgedrückt werden.

$$\frac{\partial}{\partial t} \left[\rho \left(h - \frac{p}{\rho} + \frac{\bar{v}^2}{2} + zg \right) \right] + \nabla \cdot \left[\rho \left(h + \frac{\bar{v}^2}{2} + zg \right) \bar{v} \right] = \rho \dot{q}_S + \nabla \cdot (\lambda \nabla T) + \nabla \cdot (\bar{\tau} \cdot \bar{v}) + \rho \bar{f} \cdot \bar{v} \quad 4.6$$

In der gewählten Darstellung der Energieerhaltungsgleichung wird die spezifische, totale Energie als Summe der inneren, der kinetischen sowie der potentiellen spezifischen Energie berechnet. Weiterhin ist die spezifische innere Energie über die spezifische Enthalpie und die spezifische Verschiebearbeit ausgedrückt. Die Wärmeleitung wird mit dem Fourier'schen Wärmeleitungsgesetz wiedergegeben. Neben den bereits für die Massen- und Impulserhaltung verwendeten Bezeichnungen sind h die spezifische Enthalpie und λ die Wärmeleitfähigkeit. Beide werden über das Materialmodell definiert. Der Faktor \dot{q}_S bezieht ein- und ausgehende Wärmestrahlung mit ein und kann z. B. als Randbedingung aufgeprägt werden. Weiterhin sind z die Höhenkoordinate und g die Gravitationskonstante.

Stoffgesetze

Diese drei bzw. fünf Gleichungen (in Skalarform ausgeschrieben wird die Impulserhaltung in drei Raumrichtungen separat betrachtet, siehe Anhang A.1) bilden die Grundlage einer jeden numerischen Strömungsberechnung. Mit ihnen lassen sich die gesuchten Geschwindigkeits-, Druck- und Temperaturfelder bestimmen und weitere Informationen ableiten. Damit das zu lösende Gleichungssystem eindeutig bestimmt ist, müssen, wie in obiger Beschreibung bereits erwähnt, gewisse Stoffwerte vorgegeben werden, die das rheologische sowie thermodynamische Materialverhalten wiedergeben [Lec14]. Die benötigten Materialeigenschaften sind die Viskosität η , die Dichte ρ , die Wärmeleitfähigkeit λ , ebenso wie die spezifische Enthalpie h , die eigentlich keine Stoffeigenschaft, sondern eine Zustandsgröße ist. Da sie jedoch in direktem Zusammenhang mit der spezifischen Wärmekapazität c_p steht, kann sie im Folgenden wie eine Stoffeigenschaft behandelt werden (vergl. Kapitel 4.3.3.3).

Diese Materialeigenschaften sind i. d. R. nicht konstant und hängen von den Zielgrößen Druck p , Temperatur T sowie den Strömungsgeschwindigkeiten \bar{v} bzw. der daraus berechenbaren Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ ab. Diese Abhängigkeiten müssen empirisch ermittelt und durch mathematische Modelle beschrieben werden [Con08]. Für reine Fluidströmungen sind häufig die Vorgabe konstanter Materialparameter oder aber die Beschreibung des Materialverhaltens lediglich für Temperaturen oberhalb des Schmelzpunktes zielführend. Für die Darstellung von Schmelzprozessen ist dies jedoch nicht ausreichend. Es werden Modelle benötigt, die wesentlich größere Temperaturintervalle umfassen. Hierzu können z. B. gemessene Stoffwerte tabellarisch hinterlegt und Materialeigenschaften durch Interpolation ermittelt werden. Ein eleganterer Weg ist die Formulierung mathematischer Funktionen, die das Materialverhalten beschreiben. Diese Methode wird mit dem im Rahmen dieser Arbeit entwickelten Materialmodell umgesetzt (siehe Kapitel 4.3.3).

4.3.2.2 Diskretisierung des Rechengebiets

Da für die Navier-Stokes-Gleichungen – mit Ausnahme weniger Sonderfälle – keine analytischen Lösungen bekannt sind, müssen sie mithilfe numerischer Methoden gelöst werden. Hierzu wird die kontinuierliche Beschreibung mittels der zugrunde liegenden Differenzialgleichungen in eine diskontinuierliche Beschreibung überführt. Die Diskretisierung des Berechnungsraumes kann hierbei durch verschiedene numerische Methoden erfolgen, die bzgl. Flexibilität und Genauigkeit variieren. Es wird im Wesentlichen zwischen der Finite-Elemente-Methode (FEM), der Finite-Volumen-Methode (FVM) und der Finite-Differenzen-Methode (FDM) unterschieden.

In der numerischen Strömungssimulation ist die FVM heute weit verbreitet [Lec14]. Sie wird auch von der später verwendeten Software ANSYS Fluent V.14.5 genutzt, weshalb die FEM und FDM an dieser Stelle nicht näher betrachtet werden.

Die FVM gliedert das zu berechnende Strömungsvolumen in zahlreiche, kleinere, finite (endliche) Kontrollvolumina, die gemeinsam ein numerisches Rechnetz bilden. Dieses kann unstrukturiert sein, wodurch sich eine sehr gute räumliche Näherung des Rechengebietes erzielen lässt. Die unbekannten Variablen werden dann für die jeweiligen Zellkerne berechnet. Hierzu werden die Differenzialgleichungen über den Kontrollvolumina integriert und mit dem Gauß'schen Integralsatz in einer Formulierung aus Flächen- und Volumenintegralen ausgedrückt. Auftretende Differentiale werden durch Differenzenquotienten ersetzt und Integrale mithilfe von Mittelwerten in den Zellzentren bzw. durch Näherungswerte auf den Begrenzungsflächen der Kontrollvolumina approximiert. Die differentiellen Erhaltungsgleichungen werden so in algebraische Bilanzgleichungen überführt, die für jede Zelle des Netzes aufgestellt und gelöst werden müssen. Es entsteht letztlich ein Gleichungssystem, das mit moderner Computerhardware gelöst werden kann. Die Stabilität der Rechnung und die erzielbare Genauigkeit der Berechnungsergebnisse hängen dabei nicht nur von den genutzten Lösungsalgorithmen und den verwendeten mathematischen Modellen, sondern auch stark von der Qualität des Rechnetzes ab [FP08, Lec14, Schä99, Wen10].

4.3.2.3 Darstellung rotierender Schnecken in Extrudern

Die CFD-Simulation von Extrusionsprozessen, genauer gesagt von den Vorgängen im Extruder selbst, erfordert die Berücksichtigung der innerhalb des Zylinders rotierenden Schnecke. Die Bewegung der Schnecke erhöht die Komplexität der Simulation erheblich, da sie zu einer ständigen Veränderung des zu diskretisierenden Rechenraumes und somit zu einer instationären Strömung führt. Diverse Methoden, die mit einer automatischen Netzadaption pro Zeitschritt arbeiten, stehen heute zur Verfügung. Jedoch wirken sich die wiederholten Anpassungen am Rechnetz sowie die instationäre Betrachtung nachteilig auf den Zeit- und Rechenbedarf der Simulationen aus und sind daher nach Möglichkeit zu

vermeiden. In vielen Fällen kann der instationäre Prozess hierzu durch den Wechsel von einem ortsfesten, globalen Bezugssystem zu einem bewegten, mit der Schnecke rotierenden Bezugssystem in eine stationäre Betrachtung überführt werden.

Verschiedene Methoden zur Darstellung rotierender Extruderschnecken unterscheiden sich teils erheblich bezüglich des erforderlichen Arbeits-, Zeit- und Rechenaufwands in ihrer Komplexität sowie ihrem Realitätsgrad. Daher werden sie an dieser Stelle kurz vorgestellt.

Kinematische Umkehr

Die Methode der kinematischen Umkehr (KU) ist bereits in Abschnitt 4.3.1 angesprochen worden und insbesondere für die Berechnung von Strömungen im abgewickelten Schneckengang relevant. Sie kann aber ebenso auf dreidimensionale Rechnungen angewendet werden. Bei dieser Methode wird die Rotation der Schnecke durch eine gegensinnige Rotation des Zylinders ersetzt, die Schnecke steht still. Hieraus wird bereits ersichtlich, dass es sich um eine sehr einfach umzusetzende Methode handelt, die aber nur für Einschneckenextruder mit glattem Zylinder geeignet ist. Sie ermöglicht die stationäre Berechnung der Extrusion, da durch die Rotation der Zylinderwand ein geometrisch unveränderliches Strömungsgebiet entsteht. Sie ist jedoch auch wenig exakt in ihren Berechnungsergebnissen, da die Umfangsgeschwindigkeiten an der Schneckenoberfläche nicht korrekt umgerechnet werden und Scheinkräfte, wie die Zentrifugal- und die Corioliskraft, keine Berücksichtigung finden. Deren Einflüsse sind aber für zähe Kunststoffschmelzen ohnehin als gering einzustufen [Con08].

Bewegte Bezugssysteme (Moving Reference Frames)

Viele kommerzielle CFD-Tools bieten dem Anwender die Möglichkeit bewegte Bezugssysteme, sogenannte Moving Reference Frames, zu nutzen, mit denen die Umströmung bewegter Körper ebenfalls in eine stationäre Betrachtung umgewandelt werden kann. Hierzu wird das Bezugssystem an den Festkörper, d. h. im Fall der Extrusion an die mit konstanter Drehzahl rotierende Schnecke gekoppelt, sodass eine sich im rotierenden Bezugssystem nicht ändernde Fluiddomäne betrachtet wird. Das Verfahren ist daher mit der kinematischen Umkehr vergleichbar. Da jedoch tatsächlich ein Wechsel des Bezugssystems durchgeführt wird, werden bei der Verwendung eines Moving Reference Frames sämtliche im globalen Koordinatensystem definierten Bewegungen in das rotierende Bezugssystem umgerechnet und die Bewegungsgleichungen um zusätzlich auftretende Beschleunigungsterme erweitert [Ans13]. Die Verwendung eines mit der Schnecke rotierenden Koordinatensystems kann somit als eine Erweiterung der kinematischen Umkehr angesehen werden.

Zur Simulation eines klassischen Einschneckenextrusionsprozesses kann das vollständige Strömungsgebiet im mit der Schnecke rotierenden Bezugssystem betrachtet werden. Diese

Betrachtungsweise wird u. a. als Single Reference Frame (SRF) bezeichnet. Geometrisch und prozessseitig komplexere Extrudertypen, wie z. B. der High-Speed-S-Truder, der sowohl ein rotierendes als auch ein stehendes Strömungsgebiet (Schnecken und Ringspalt) bzw. zwei unterschiedlich schnell rotierende Bereiche (Schnecke und Schneckenhülle) aufweist, können so jedoch nicht abgebildet werden. Solche Problemstellungen lassen sich mittels des Multiple Reference Frame-Ansatz (MRF) lösen. Das Strömungsgebiet wird in mehrere Bereiche aufgeteilt, die entweder stationär oder aber in einem Moving Reference Frame behandelt werden können. Jeder Bereich erhält ein eigenes Bezugssystem und wird separat berechnet. Über Interfaces an ihren Kontaktflächen werden die einzelnen Bereiche miteinander verknüpft. Es handelt sich aber nach wie vor um einen stationären Ansatz, d. h. eine spezifische Positionierung der einzelnen Bereiche zueinander wird fixiert und in der Simulation betrachtet [Ans13].

Sliding Mesh

Eine zeitabhängige Anwendung des MRF stellt der Sliding Mesh-Ansatz (SM) dar. Dieser unterscheidet sich dadurch vom stationären Einsatz, dass die einzelnen Strömungsbereiche nach jedem Zeitschritt entsprechend ihrer aufgeprägten Bewegung in ihrer Raumlage aktualisiert werden. Dies bedeutet, dass die einzelnen Rechennetzbereiche in ihrer Struktur unverändert verbleiben, aber im globalen Koordinatensystem verschoben und/oder rotiert werden. Die Strömung kann so über eine definierten Zeitspanne, z. B. die Dauer einer vollständigen Schneckenumdrehung, betrachtet werden. Dabei ergibt sich mit jedem Zeitschritt eine neue Konstellation an den Interfaces. Die Wechselwirkungen zwischen in Kontakt stehenden Strömungsbereichen können so detailliert mitberücksichtigt werden [Ans13].

Mesh Superposition Technique

Die Mesh Superposition Technique (MST) (auch Mesh Immersion Technique bzw. Moving Body Constrain genannt) ist eine weitere zeitabhängige Methode zur Berechnung von Strömungen unter Einfluss rotierender Festkörper. Während bei den zuvor genannten Methoden nur das vom Fluid eingenommene Volumen betrachtet werden muss, ist bei der Mesh Superposition Technique auch die Darstellung des Festkörpers, d. h. der Schnecke, zwingend erforderlich. Das Strömungsgebiet sowie die Schnecke werden gesondert vernetzt, wobei sich beide Netze überlagern. Die Strömungsberechnung erfolgt dann ausschließlich in den Zellen des Fluidnetzes, die nicht durch das Festkörpernetz überdeckt werden. Für jeden Zeitschritt wird die Lage des Festkörpernetzes aktualisiert und die Überdeckung des Fluidnetzes durch das Festkörpernetz neu berechnet. Dadurch wird das Strömungsgebiet stets an die vorliegende Positionierung der Schnecke angepasst. Einerseits erleichtert dies

die Netzerzeugung wesentlich, andererseits erlaubt es jedoch nicht, die Zylinder- und Schneckengeometrie exakt nachzustellen, da die Zellen des Fluidnetzes nicht konform zur Festkörperoberfläche sind und es daher zu Teilüberlappungen kommt [Con08, Gor11, IH10]. Da das Rechennetz jedoch einen großen Einfluss auf die numerische Stabilität und die Qualität der Ergebnisse hat, ist die Mesh Superposition Technique nach eigener Einschätzung nur zu verwenden, wenn keines der zuvor erläuterten Verfahren genutzt werden kann. Dies ist dann der Fall, wenn allein durch die Wahl eines bewegten Bezugssystems kein gleichbleibendes Rechengebiet erzeugt werden kann, wie z. B. in einem Doppelschneckenextruder, bei dem das Fluidvolumen durch die Interaktion zweier Schnecken hervorgerufen und stetig verändert wird.

Tabelle 4.2 fasst die obigen Ausführungen in einer Übersicht zusammen. Die Beurteilung der Methoden erfolgt dabei anhand einer subjektiven Einschätzung.

Tabelle 4.2: Vor- und Nachteile verschiedener Darstellungen von rotierenden Extruderschnecken in CFD-Simulationen

Methode	Abbildbare Komplexität	Erzielbarer Realitätsgrad	Rechen- und Zeitaufwand	Eignung für HSST
KU	•	•	•	•
SRF	• •	• •	• •	•
MRF	• • •	• • •	• • •	• • •
SM	• • • •	• • • • •	• • • •	• • • • •
MST	• • • • •	• • • •	• • • • •	• • • •

• sehr gering • • gering • • • moderat • • • • hoch • • • • • sehr hoch

Wie den obigen Beschreibungen zu entnehmen ist, sind vor allem das MRF-Modell sowie das SM-Modell geeignet, um den HSST simulativ abzubilden. Diese unterscheiden sich lediglich in der stationären bzw. instationären Prozessbetrachtung. Beide Methoden gliedern das Strömungsgebiet in Bereiche unveränderlicher Geometrie durch die Wahl geeigneter Bezugssysteme. Daher wird eine optimale Vernetzung des Rechengebiets, die mit beiden Modellen identisch verläuft, möglich. Durch die zeitabhängige Betrachtung und die Aktualisierung der Raumlagen der Rechennetze mit jedem Zeitschritt fällt der Realitätsgrad für das SM-Modell aber deutlich höher aus, als für das MRF-Modell. Denn nur so können Wechselwirkungen zwischen den Strömungen im Schnecken gang und außerhalb der Plastifizierhülse vollständig berücksichtigt und wiedergeben werden. Der SM-Ansatz ist daher das prinzipiell am besten geeignete Modell, um die Plastifizierung im HSST zu simulieren. Der Zeitbedarf steigt gegenüber der MRF-Methode jedoch stark an. Da allein eine stationäre Berechnung auf der verwendeten Hardware, einer Workstation mit Intel Xeon CPU, 2 * 3,46 GHz, 24,0 GB Ram, durchschnittlich etwa eine Woche Rechenzeit in

Anspruch nimmt, ist eine instationäre Simulation mit vertretbarem Zeitaufwand nicht möglich. Alle im Rahmen dieser Arbeit durchgeführten CFD-Rechnungen werden daher stationär mit dem MRF-Modell durchgeführt.

4.3.3 Entwicklung eines universell einsetzbaren Materialmodells für Kunststoffe

Aus den in Abschnitt 4.3.1 genannten Gründen wird für die vorliegende Arbeit ein eigenes Materialmodell zur Darstellung von Aufschmelzvorgängen in Kunststoffextrudern in 3D-CFD-Simulationen entwickelt. Das Materialmodell ist universell einsetzbar, um auch die Simulation von neuartigen Verfahren und Prozessen zu ermöglichen. Die Vorkenntnis über bzw. die Vorgabe eines Aufschmelzverlaufs und der Lage von Feststoff und Schmelze ist nicht notwendig. Feststoff und Schmelze werden als eine mehrphasige Ein-Komponenten-Strömung betrachtet. Über einen rapiden Wechsel des Viskositätsniveaus während des Schmelzens wird der Phasenwechsel im Modell umgesetzt. Das Modell basiert somit – wie einige der zuvor in Kapitel 4.3.1 vorgestellten Ansätze – ebenfalls auf der Annahme, dass die Bewegung eines Feststoffbettes als Strömung eines sehr hochviskosen Materials betrachtet werden kann. In Abhängigkeit von der Temperatur wird zwischen Feststoff und Schmelze bzw. einem Gemisch beider Zustände unterschieden. Entsprechend der vorliegenden Anteile von Feststoff und Schmelze lassen sich die Viskositäten beider Anteile überlagern und ein passendes Strömungsverhalten für das Feststoff-Schmelze-Gemisch beschreiben. Auch die thermodynamischen Materialeigenschaften – hierzu zählen die spez. Enthalpie bzw. die spez. Wärmekapazität, das spez. Volumen bzw. die Dichte sowie die Wärmeleitfähigkeit – lassen sich separat für Feststoff und Schmelze definieren und in analoger Weise in Abhängigkeit der herrschenden Materialtemperatur zur Eigenschaft des Feststoff-Schmelze-Gemisches überlagern.

Das Modell zeichnet sich durch eine hohe numerische Robustheit aus. Durch die Ausarbeitung dieses innovativen Modells ist es sogar erstmals möglich, die Plastifizierung in Einschneckenextrudern mit hohen Schneckendrehzahlen bis in den High-Speed-Bereich zu simulieren. Selbst die hochkomplexen Strömungsvorgänge in der Plastifizierhülse des HSST können somit nun untersucht werden.

4.3.3.1 Meltfraction

Die Meltfraction $MF(T)$ ist eine eigens definierte Funktion, die in Abhängigkeit von der Temperatur den prozentualen Schmelzeanteil in einem Kontrollvolumen, d. h. innerhalb einer Zelle eines FVM-Netzes beschreibt. Entsprechend liefert sie Werte zwischen 0 für reinen Feststoff und 1 für pure Schmelze. Es handelt sich um eine rein mathematische Beschreibung, die ausschließlich dem Fitting gemessener Kurvenverläufe aller für die Simulation

relevanten Materialeigenschaften dient. Dabei wird sie genutzt, um das Materialverhalten eines Feststoffs mit dem einer Schmelze entsprechend ihrer prozentualen Anteile nach dem Superpositionsprinzip zu überlagern, um auch auf die Eigenschaften einer Mischung beider Phasen schließen zu können. Dies erlaubt die komfortable Berechnung konsistenter Materialparameter über einem weiten Temperaturbereich, der zur Simulation der Vorgänge während des Aufschmelzens eines Kunststoffs zwingend erforderlich ist.

$$MF(T) = \left[\frac{\tanh((T - T_M) * TS) + 1}{2} \right]^{MS} \quad 4.7$$

Die Meltfraction berechnet sich nach Gleichung 4.7 und basiert auf dem hyperbolischen Tangens. Hierbei sind T die Massetemperatur und T_M die Schmelztemperatur. Da der Phasenwechsel von Feststoff zu Schmelze jedoch kontinuierlich einsetzt und innerhalb eines charakteristischen Temperaturbereichs abläuft, kann T_M auch als die Temperatur verstanden werden, bei der die zum Plastifizieren zugeführte Energie annähernd vollständig zum Schmelzen – und nicht zur Temperaturerhöhung – genutzt wird (latente Wärmezufuhr). T_M spezifiziert somit die Lage des Aufschmelztemperaturbereichs sowie den Ort der größten Steigung von $MF(T)$ (siehe Abbildung 4.6). Über den dimensionslosen Transition-Scaling-Factor TS und den ebenfalls dimensionslosen Melt-Shift-Factor MS lassen sich zudem die Breite und der Verlauf des Phasenübergangs modellieren. Beide Parameter sind so zu wählen, das der Kurvenverlauf die materialabhängige Start- und Endtemperatur des Aufschmelztemperaturbereichs wiedergibt.

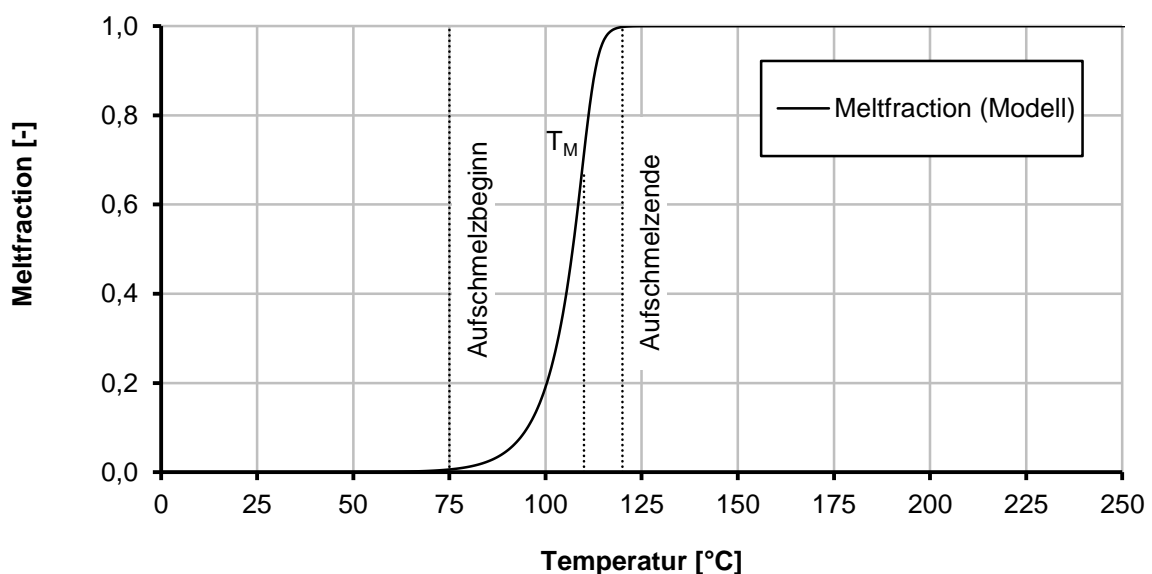


Abbildung 4.6: Verlauf der Meltfraction-Funktion für PE-LD (Lupolen 2420 D)

4.3.3.2 Viskosität

Der Extrusionsprozess wird mittels eines CFD-Solvers berechnet, der ausschließlich Fluide, d. h. Flüssigkeiten und Gase, behandeln kann. Daher muss auch der Feststoff als ein Fluid betrachtet und beschrieben werden. Diese Betrachtungsweise ist auf Kunststoffe gut anwendbar, da diese einem Plastifizierextruder i. d. R. in Form eines Schüttguts wie Granulat o. ä. zugeführt werden. Das Granulat wird in der Einzugszone des Extruders aufgenommen, gefördert und verdichtet. Dabei beginnt es aufzuschmelzen und die Leerräume zwischen den Granulatkörnern füllen sich vollständig mit Schmelze. Es entsteht ein vollständig kompaktiertes Feststoffbett. Das zuvor rieselfähige Schüttgut kann nun als inhomogenes, aber fließfähiges Kontinuum betrachtet werden.

Von hochgefüllten Polymeren ist bekannt, dass sich die Füllstoffe auf das rheologische Verhalten der Schmelze auswirken. Dabei zeigt sich ein teils deutlicher Anstieg der Viskosität mit zunehmendem Füllstoffanteil. Je mehr Feststoffpartikel vorliegen, desto stärker beeinträchtigen interpartikuläre Wechselwirkungen die Fließeigenschaften, wohingegen ein niedriger Füllstoffanteil die Fließfähigkeit des Matrixmaterials kaum verändert [Mar08, MGB15, Pap06, SK78]. Dieses Verhalten wird auf das „fließende“ Feststoffbett übertragen, wobei die Granulatkörner als Füllstoff- bzw. Feststoffpartikel (disperse Phase) angesehen werden, die von einem schmelzflüssigen Polymer umgeben sind. Eine hochviskose Schmelze stellt somit das Feststoffbett dar, das zu großen Teilen aus erweichtem Granulat besteht. Beim Durchlaufen des Aufschmelztemperaturbereichs verringert sich der Feststoffanteil und die Viskosität nimmt stetig ab.

Durch die Wahl einer makro-rheologischen Betrachtungsweise kann das Fließverhalten des Feststoff-Schmelze-Gemischs mit rheologischen Zustandsgleichungen beschrieben werden (vergl. [Mar08]). Dazu wird der etablierte Carreau-Ansatz [Car68] mit einem modifizierten WLF-Temperaturverschiebungsfaktor nach Gleichung 4.8 verwendet. Hierin ist A die Nullviskosität. Die reziproke Übergangsgeschwindigkeit B und der Exponent C definieren Übergang und Steigung des strukturviskosen Abfalls der Viskositätskurve $\eta(\dot{\gamma}, T)$.

$$\eta(\dot{\gamma}, T) = \frac{\tilde{a}_T * A}{(1 + B * \tilde{a}_T * \dot{\gamma})^C} \quad 4.8$$

Die Wahl des Carreau-Modells liegt darin begründet, dass dieser Ansatz über einem weiten Schergeschwindigkeitsbereich Gültigkeit besitzt. So kann die Viskosität nicht nur für hohe Schergeschwindigkeiten im Bereich des strukturviskosen Viskositätsabfalls berechnet werden, sondern auch für niedrige Schergeschwindigkeiten. Dies ist von großer Bedeutung für die später präsentierten Simulationen, da die Schergeschwindigkeiten im Innern des Feststoffbetts nahezu zum Erliegen kommen und sich eine Blockströmung ausbildet.

Die Temperaturabhängigkeit wird durch den Verschiebungsfaktor \tilde{a}_T implementiert. Der dekadische Logarithmus von \tilde{a}_T berechnet sich aus der Überlagerung einer konstanten Maximal-Verschiebung $\log_{10}(\tilde{a}_T)_{max}$ für einen reinen Feststoff und der nach der bekannten WLF-Gleichung 4.9 bestimmten Verschiebung $\log_{10}(a_T)$ für reine Schmelze [WLF55]. Dabei sind T die Materialtemperatur, T_S die materialspezifische Standardtemperatur und T_0 die Referenztemperatur. Die temperaturabhängige Meltfraction $MF(T)$ dient bei der Superposition der o. g. Werte als Gewichtungsfunktion (Gleichung 4.10).

$$\log_{10}(a_T) = \frac{8,86 * (T_0 - T_S)}{101,6 + (T_0 - T_S)} - \frac{8,86 * (T - T_S)}{101,6 + (T - T_S)} \quad 4.9$$

$$\log_{10}(\tilde{a}_T) = \log_{10}(\tilde{a}_T)_{max} * (1 - MF(T)) + \log_{10}(a_T) * MF(T) \quad 4.10$$

Der Verlauf der modifizierten WLF-Funktion ist in Abbildung 4.7 dargestellt. Der neue Shift-Faktor beschreibt einen kontinuierlichen Kurvenverlauf mit einem Plateau für Temperaturen unterhalb des Aufschmelztemperaturbereiches, d. h. für eine Meltfraction von $MF(T) = 0$. Somit ist die Viskosität des Feststoffbettes unabhängig von der Temperatur. Die Verschiebung wird ausschließlich über die Konstante $\log_{10}(\tilde{a}_T)_{max}$ vorgegeben. Dieser Wert sollte so groß gewählt werden, dass ein deutlicher Viskositätsunterschied zwischen Feststoff und Schmelze entsteht. Allerdings können zu hohe \tilde{a}_T -Werte zu einer numerisch nicht handhabbar großen Viskosität führen (vergl. Kapitel 4.3.1). Daher dient der Maximalwert auch zur Begrenzung der auftretenden Verschiebungen, was mit dem klassischen WLF-Modell nicht möglich ist, wie Abbildung 4.7 verdeutlicht.

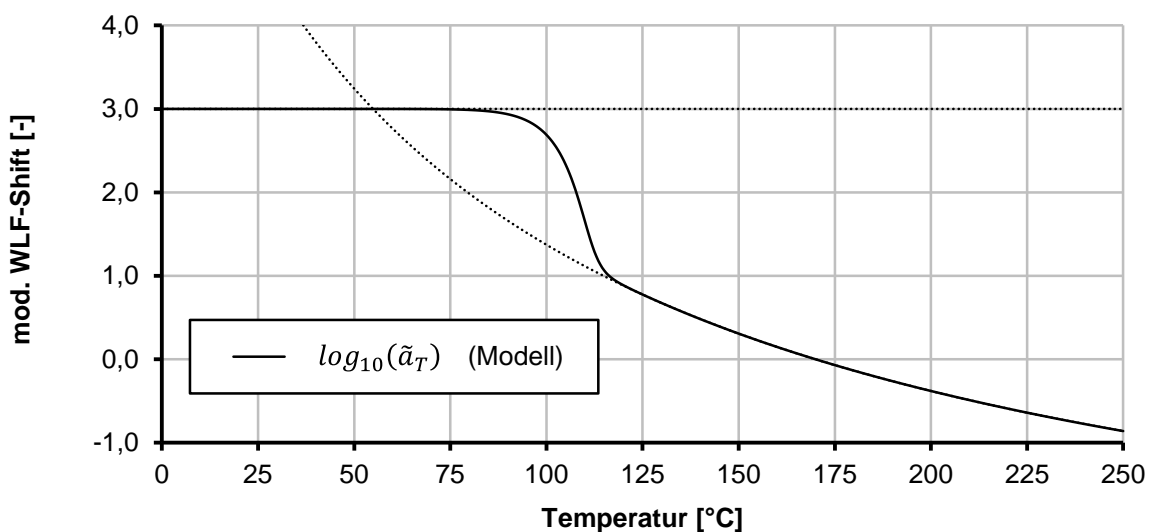


Abbildung 4.7: Modifizierte WLF-Funktion für PE-LD (Lupolen 2420 D)

Beim Durchlaufen des Schmelztemperaturbereichs zu höheren Temperaturen nimmt der Schmelzeanteil zu und eine abrupte Abnahme des Verschiebungsfaktors (und somit ein starkes Sinken der Viskosität) tritt ein. Für reine Schmelze ($MF(T) = 1$) stimmen die Kurvenverläufe der klassischen und der modifizierten WLF-Funktionen überein, d. h. pure Schmelze wird weiterhin mit dem unveränderten Carreau-WLF-Ansatz charakterisiert. Abbildung 4.8 zeigt exemplarisch das Fitting gemessener Viskositätswerte des PE-LD Lupolen 2420 D. Gut erkennbar ist die hohe Übereinstimmung zwischen gemessenen und berechneten Werten für den Schmelzezustand. Die Zunahme der Viskositätsverschiebung mit sinkender Temperatur ist anhand der wachsenden Kurvenabstände ebenfalls deutlich erkennbar. Für reinen Feststoff, d. h. für alle Temperaturen unterhalb des Schmelztemperaturfensters, liegt eine einzige Kurve vor. Diese liefert für die im Feststoff zu erwartenden geringen Schergeschwindigkeiten die benötigten hohen Viskositätswerte.

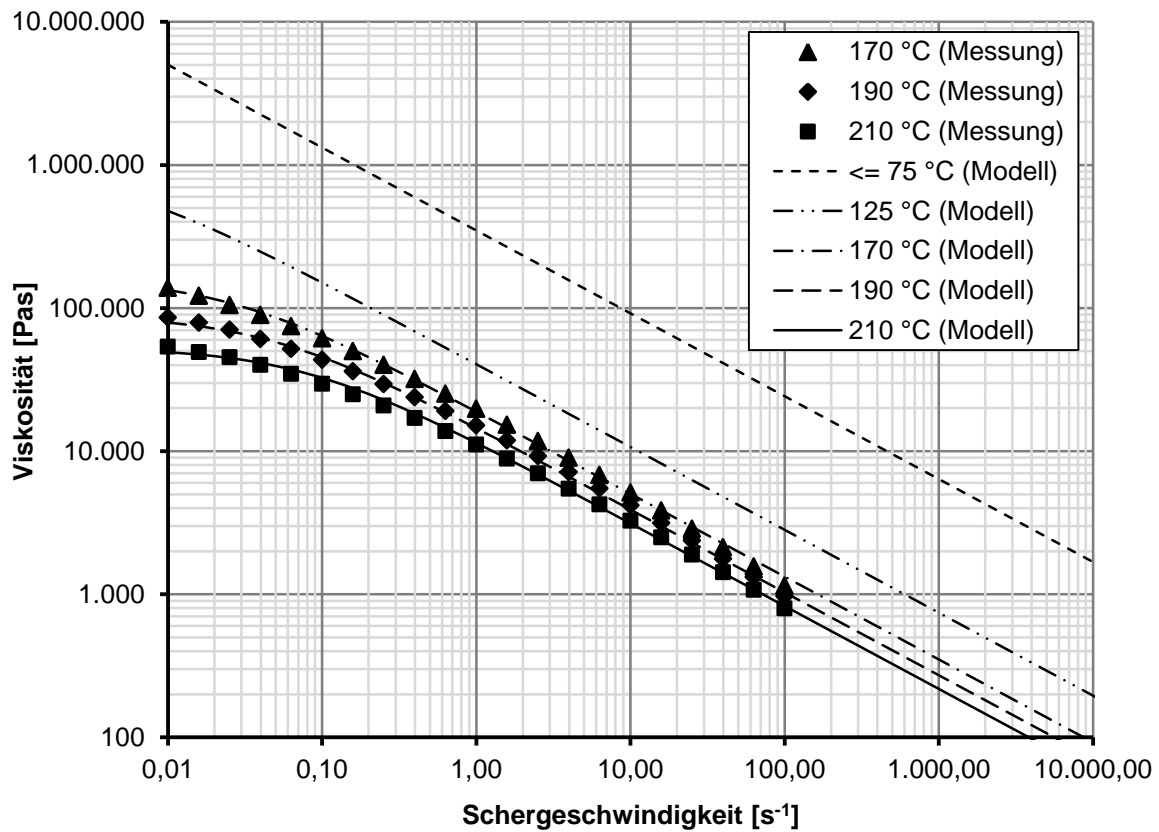


Abbildung 4.8: Fitting der Viskosität für PE-LD (Lupolen 2420 D)

4.3.3.3 Spez. Enthalpie und spez. Wärmekapazität

Eine wesentliche Rolle bei der Simulation von Plastifizierprozessen kommt den thermodynamischen Materialeigenschaften zu. Speziell die spezifische Enthalpie $h(T)$, die eigentlich zu den Zustandsgrößen zählt, ist hervorzuheben. Sie beschreibt den Wärmeinhalt einer Masseneinheit eines Stoffes bei einer bestimmten Temperatur. Sie ist nicht absolut messbar und muss auf eine Referenz bezogen werden, die meist auf Raumtemperatur festgelegt wird

[MH+11]. Wird einem Material Energie zugeführt, so steigt seine Temperatur zunächst an, bis die Schmelztemperatur erreicht ist. Bei dieser Temperatur setzt eine latente Wärmezufuhr, d. h. eine Zufuhr ohne Temperaturanstieg ein. Die eingebrachte Energie wird ausschließlich zum Aufschmelzen genutzt. Erst nach Abschluss des Schmelzens beginnt die Temperatur wieder zu steigen. Es ist offensichtlich, dass zur korrekten Berechnung eines Aufschmelzvorganges die Kenntnis über den Verlauf der Enthalpie von Raum- bis hin zur maximal aufkommenden Schmelztemperatur notwendig ist, denn die Kontur der Enthalpiekurve bestimmt den dynamischen Ablauf des Prozesses.

Zur Definition der Enthalpie-Funktion wird der Verlauf für Feststoff sowie für reine Schmelze nach Gleichung 4.11 durch temperaturabhängige Geradengleichungen approximiert. Die Steigungen der Geraden $m_{h,S}$ und $m_{h,L}$ entsprechen dabei den jeweiligen spez. Wärmekapazitäten $c_{p,S}$ und $c_{p,L}$, die Konstanten $n_{h,S}$ und $n_{h,L}$ definieren die spez. Enthalpien für eine Temperatur von 0 K.

$$h_{S/L}(T) = m_{h,S/L} * T + n_{h,S/L} = c_{p,S/L} * T + n_{h,S/L} \quad 4.11$$

$$h(T) = h_S(T) * (1 - MF(T)) + h_L(T) * MF(T) \quad 4.12$$

Die Superpositionsmethode, die bereits in Gleichung 4.10 genutzt wurde, um den Temperaturverschiebungsfaktor zu bestimmen, wird nun in Gleichung 4.12 auf die beiden Geradengleichungen angewendet. Durch die Überlagerung wird der Bereich der latenten Wärmezufuhr modelliert. Es entsteht der in Abbildung 4.9 gezeigte stetige Kurvenverlauf, der sehr gut die gemessenen Enthalpiewerte wiedergibt.

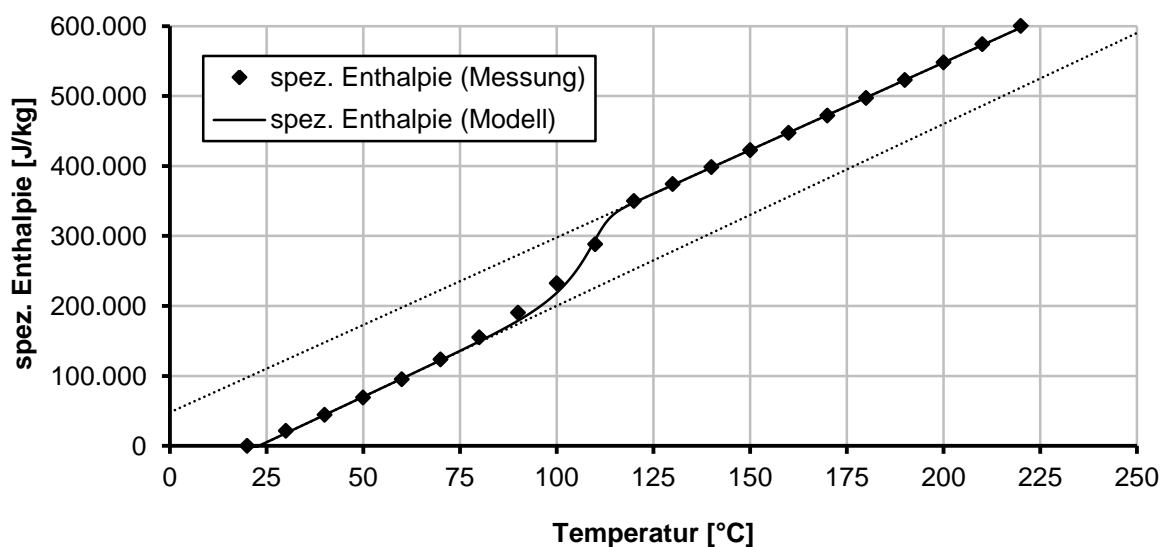


Abbildung 4.9: Fitting der spez. Enthalpie für PE-LD (Lupolen 2420 D)

Üblicherweise wird in der CFD die spezifische Wärmekapazität $c_p(T)$ im Materialmodell hinterlegt. Sie gibt an, welche Energie benötigt wird, um 1 kg eines Stoffes um 1 K zu erwärmen. Häufig wird die spez. Wärmekapazität als konstant angenommen oder durch (abschnittsweise) lineare Verläufe angenähert. Dies ist für herkömmliche Fluidströmungen zumeist ausreichend. Die Enthalpie als Zustandsgröße lässt sich dann leicht durch Integration berechnen. Für komplexe Kurvenverläufe ist die numerische Integration jedoch recht aufwendig und zeitintensiv. Daher wird die Enthalpie im vorliegenden Modell als Materialeigenschaft behandelt. Die spez. Wärmekapazität wird durch die numerisch deutlich einfachere und schnellere Differentiation bestimmt.

Da die Funktion der spezifischen Enthalpie durch das Superpositionsschema eine vollständig differenzierbare Funktion ist, handelt es sich bei $c_p(T)$ ebenfalls um eine stetige Funktion (Abbildung 4.10). Es entfällt das Problem der Unstetigkeit im Schmelzpeak für teilkristalline Polymere (vergl. [MH+11]). Dies ist aus Gründen der numerischen Stabilität von Vorteil.

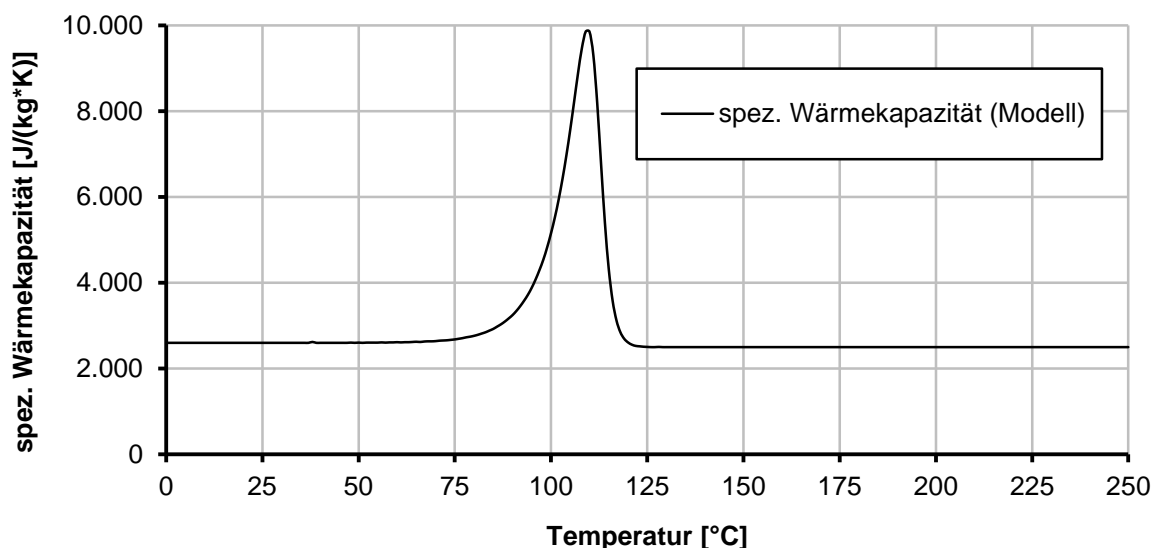


Abbildung 4.10: Spez. Wärmekapazität für PE-LD (Lupolen 2420 D)

4.3.3.4 Spez. Volumen und Dichte

Abbildung 4.11 zeigt das über der Temperatur aufgetragene spez. Volumen eines teilkristallinen Kunststoffes. Es ist gut erkennbar, dass der generelle Kurvenverlauf stark dem Verlauf der spez. Enthalpie (Abbildung 4.9) gleicht. Daher bietet es sich an, die in Kapitel 4.3.3.3 erläuterte Methodik auch für die Volumen-Funktion $v(T)$ anzuwenden. Das Volumen eines Stoffes ändert sich unterhalb und oberhalb des Schmelzbereichs nahezu linear, allerdings mit unterschiedlicher Steigung [MH+11]. Analog zur spez. Enthalpie kann somit auch das spez. Volumen durch Überlagern zweier Geradengleichungen 4.13 für Feststoff und Schmelze modelliert werden.

$$v_{S/L}(T) = m_{v,S/L} * T + n_{v,S/L} \quad 4.13$$

$$v(T) = v_S(T) * (1 - MF(T)^{ES}) + v_L(T) * MF(T)^{ES} \quad 4.14$$

Die Volumenzunahme mit steigender Temperatur ist nicht ausschließlich durch das Schmelzen des Materials begründet. Auch die Wärmeausdehnung ist zu berücksichtigen. So ist sie z. B. die Ursache für die Volumenzunahme, die bereits im Feststoffbereich auftritt. Die Überlagerung allein mittels der Meltfraction $MF(T)$ als Gewichtungsfunktion ist im vorliegenden Fall somit nicht ausreichend. Daher wird die Überlagerungsfunktion 4.14 um den Exponenten ES (Expansion-Shift) erweitert. Durch ihn kann die Gewichtung zusätzlich beeinflusst werden, um die Ausdehnung des Materials korrekt nachzustellen. Die Dichte kann letztlich als Kehrwert des spezifischen Volumens errechnet werden.

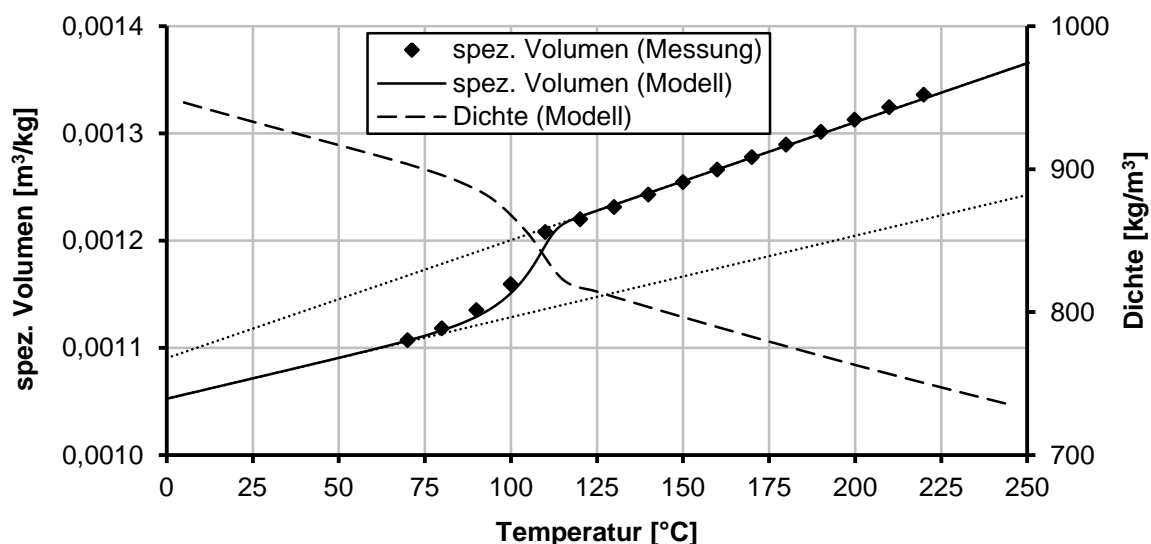


Abbildung 4.11: Fitting des spez. Volumens und der Dichte für PE-LD (Lupolen 2420 D)

4.3.3.5 Wärmeleitfähigkeit

Im Falle einer ungleichmäßigen Temperaturverteilung stellt sich ein zum vorliegenden Temperaturgradienten proportionaler Wärmestrom ein. Der Proportionalitätsfaktor ist die Wärmeleitfähigkeit $\lambda(T)$. Der Energietransport erfolgt in Kunststoffen nur durch Schwingungen der Kettenmoleküle. Die Wärmeleitfähigkeit wird daher primär durch zwei Effekte geprägt. Einerseits steigt die Beweglichkeit der Moleküle mit steigender Temperatur, womit eine Erhöhung der Wärmeleitfähigkeit einhergeht. Andererseits nimmt auch das spezifische Volumen zu (vergl. Abschnitt 4.3.3.3). Dies führt zu einer Reduzierung der Bindungskräfte und der „Stoßwahrscheinlichkeit“. Die Übertragung der Kettenschwingungen verschlechtert sich und damit auch die Wärmeleitfähigkeit [MH+11]. Aufgrund dessen ist insbesondere die

Wärmeleitfähigkeit teilkristalliner Polymere stark temperaturabhängig. Sie fällt im Schmelzbereich durch den zunehmenden Verlust gut leitfähiger kristalliner Strukturen immer stärker ab. In der Schmelze überwiegt dann der Effekt der verbesserten Beweglichkeit der Moleküle gegenüber dem des vergrößerten spezifischen Volumen. Ein leichter, linearer Anstieg der Wärmeleitfähigkeit setzt ein (Abbildung 4.12).

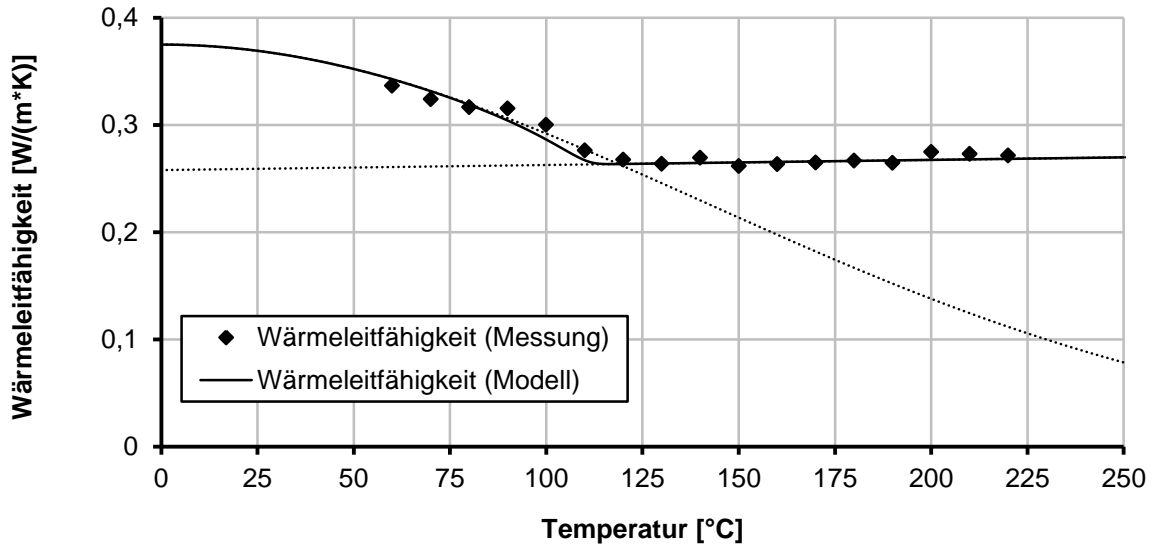


Abbildung 4.12: Fitting der Wärmeleitfähigkeit für PE-LD (Lupolen 2420 D)

Wie für die zuvor beschriebenen Materialeigenschaften ist auch die Wärmeleitfähigkeit durch eine separate Beschreibung des Feststoff- und des Schmelzeverhaltens mit anschließender Überlagerung beschreibbar. Der Verlauf der Wärmeleitfähigkeit $\lambda_S(T)$ des Feststoffs wird mithilfe einer Glockenkurve nach Gleichung 4.15 approximiert. Die Temperatur $T_{\lambda,S}$ bestimmt die Lage des Peaks. Die Skalierungsfaktoren $HS_{\lambda,S}$ (Height-Scaling) und $WS_{\lambda,S}$ (Width-Scaling) variieren die Höhe und Breite der Glocke.

$$\lambda_S(T) = HS_{\lambda,S} * e^{-WS_{\lambda,S} * (T - T_{\lambda,S})^2} \quad 4.15$$

$$\lambda_L(T) = m_{\lambda,L} * T + n_{\lambda,L} \quad 4.16$$

$$\lambda(T) = \lambda_S(T) * (1 - MF(T)) + \lambda_L(T) * MF(T) \quad 4.17$$

Der lineare Anstieg für Temperaturen oberhalb des Schmelzbereichs wird durch die Geradengleichung 4.16 mit der Steigung $m_{\lambda,L}$ und dem Achsenabschnitt $n_{\lambda,L}$ angenähert. Die Überlagerung beider Verläufe erfolgt nach dem bereits bekannten Prinzip (Gleichung 4.17).

4.3.3.6 Dissipation

In einem Extruder wird durch Schneckenrotation Arbeit am Fluid verrichtet. Die eingebrachte mechanische Energie wird zum größten Teil zur Plastifizierung des Materials genutzt. Aufgrund innerer Reibung, der Dissipation, erhitzt der Kunststoff und beginnt zu schmelzen. CFD-Software berücksichtigt die volumenspezifische Dissipation in der Energieerhaltungsgleichung 4.6. Da die Erhaltungsgleichungen für jede Zelle eines Rechnernetzes gelöst werden, wird der Dissipationsterm also auf die gesamte Fluiddomäne angewendet. Da die Bewegung des Feststoffbettes als Blockströmung anzusehen ist [TB72b], ist dies jedoch nicht korrekt. Im Inneren des Feststoffbettes bzw. eines Feststoffpartikels treten keine Bewegung und somit auch keine Dissipation auf. Der Kunststoff schmilzt dank der Wärmeleitung von der heißen umgebenden Schmelze in den kalten Feststoffblock von außen her auf. Aufgrund des oben beschriebenen Ansatzes des hochviskosen Fluids zur Darstellung des ungeschmolzenen Materials ist davon auszugehen, dass die Strömungsgeschwindigkeiten im Feststoff sehr niedrige Werte annehmen. Sie werden jedoch nicht vollständig zum Erliegen kommen. Durch die sehr hohe Viskosität bei niedrigen Schergeschwindigkeiten kommt es somit noch immer zu nicht vernachlässigbarer Dissipation im Feststoff. Um dies zu korrigieren wird der Dissipationsterm in Gleichung 4.6 durch eine eigene, materialspezifische Formulierung ersetzt. Obwohl es sich nicht um eine Eigenschaft des Materials handelt, wird sie dennoch als Bestandteil des vorgestellten Materialmodells angesehen.

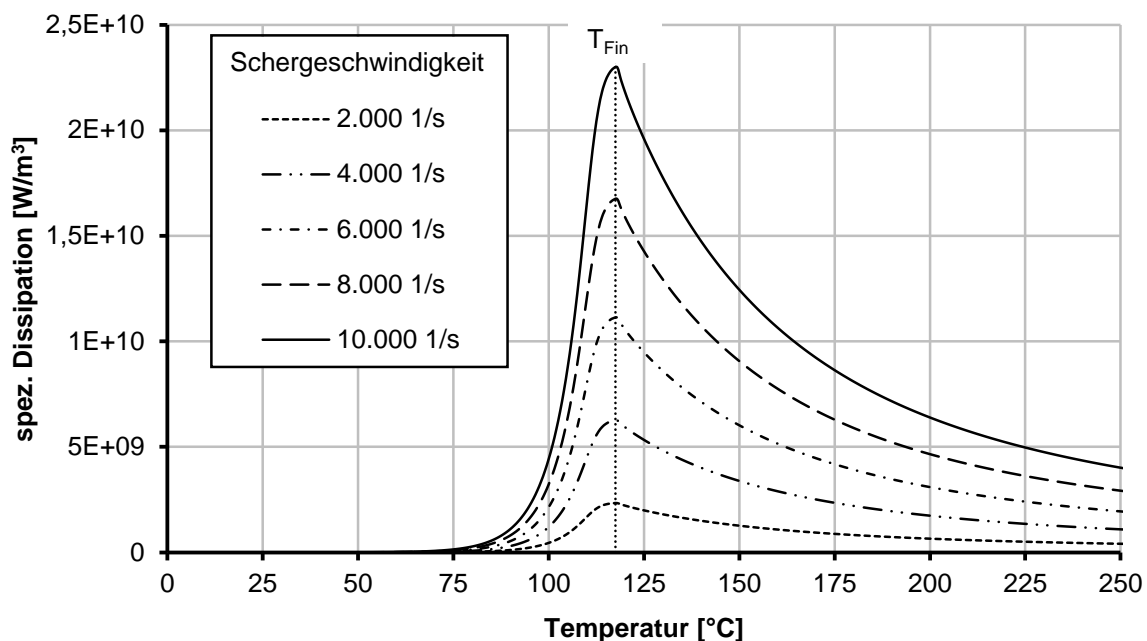


Abbildung 4.13: Dissipationskurven (exemplarisch) für PE-LD (Lupolen 2420 D)

Es ist zwischen zwei Fällen zu unterscheiden: Ist der Plastifizierungsvorgang abgeschlossen – das bedeutet, die Temperatur T_{Fin} , bei der die Meltfraction $MF(T_{Fin})$ den Wert 1 annimmt, ist

überschritten – so wird die volumenspezifische Dissipation voll berücksichtigt und als Produkt der Viskosität $\eta(\dot{\gamma}, T)$ und dem Quadrat der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ berechnet (Gleichung 4.18). Andernfalls wird die Dissipation entsprechend des vorliegenden Schmelzeanteils berücksichtigt und daher nach Gleichung 4.19 mit der Meltfraction $MF(T)$ multipliziert.

$$T \geq T_{Fin} \quad P_{Diss,V}(\dot{\gamma}, T) = \eta(\dot{\gamma}, T) * \dot{\gamma}^2 \quad 4.18$$

$$T < T_{Fin} \quad P_{Diss,V}(\dot{\gamma}, T) = MF(T) * \eta(\dot{\gamma}, T_{Fin}) * \dot{\gamma}^2 \quad 4.19$$

Für die Berechnung der Viskosität wird die Temperatur T durch die Konstante T_{Fin} ersetzt. Dies gewährleistet, dass die maximale Dissipation bei konstanter Schergeschwindigkeit dann auftritt, wenn das Material vollständig zu berücksichtigen ist und die Viskosität ihren Maximalwert annimmt, wie in Abbildung 4.13 zu sehen ist.

4.3.4 Heizraten-Effekte

Wenn eine Kunststoffschmelze erkaltet, verliert sie an Energie und ihre Moleküle somit an Beweglichkeit. Das freie Volumen zwischen den Molekülen nimmt ab und die wirkenden Nebenvalenzkräfte rufen eine zunehmende Anziehung hervor. Hierdurch kommt es zur An- und Umlagerung der Ketten und das Material erstarrt. Dabei entstehen teilkristalline oder rein amorphe Strukturen. Bei den amorphen Polymeren liegen die Makromoleküle ungeordnet und ineinander verschlungen vor. Die Molekülketten teilkristalliner Polymere sind hingegen in der Lage sich segmentweise derart eng aneinander anzulegen, dass eine hohe Packungsdichte entsteht. Es bilden sich teilkristalline Bereiche aus. Aufgrund der ungeordneten Verflechtung der Molekülketten und den hohen Kettenlängen kommt es aber praktisch nie zu einer vollständigen Anlagerung der Moleküle und die kristallinen Bereiche bleiben stets von amorphen Strukturen umschlossen [Bon14, MH+11].

Ein Phasenwechsel ist somit ein von der Bewegung von Materie abhängiger Prozess und benötigt daher Zeit. Aus diesem Grund wird die Kristallinität eines polymeren Festkörpers über die Kühlrate, mit der die Schmelze in den formstabilen Zustand herabgekühlt wird, beeinflusst. Durch eine schnelle Abkühlung verkürzt sich die Zeitspanne, die zur Kristallbildung zur Verfügung steht. Die Molekülbewegung wird unterdrückt, noch ehe sich die Kristallstrukturen vollständig ausgebildet haben. Hierdurch wird eine geringere Anzahl von Kristallen geringerer Stabilität bei verringerter Kristallisationstemperatur gebildet. Es entsteht ein metastabiler Zustand [PI+12, Scha07, Scha11].

Dieser Umstand wird im Zusammenhang mit dem Erkalten einer Schmelze in nahezu jeder Grundlagenliteratur angesprochen. Der Einfluss hoher Heizraten auf den Schmelzvorgang

blieb hingegen lange Zeit unbeachtet, obwohl das Aufschmelzen als Umkehrprozess des Erstarrens ebenfalls ein dynamischer, zeitabhängiger Vorgang ist und diverse Analogien zum Erkalten bestehen. So beschreibt Rahal in [Rah08], dass durch hohe Aufheizgeschwindigkeiten ein zeitlich versetztes Aufschmelzen des Kunststoffes stattfindet. Der Temperaturbereich, in dem die Plastifizierung abläuft, wird größer und verschiebt sich zu höheren Temperaturen. Vergleichbar zum Abkühlen verlaufen die Platzwechselvorgänge der Moleküle nicht schnell genug, um den rapiden Temperaturänderungen zu folgen. Obwohl das Material seine Aufschmelztemperatur erreicht hat, ist es noch nicht vollständig aufgeschmolzen. Die Einflüsse hoher Heizraten führen damit zu völlig neuen Eigenschaften des zu verarbeitenden Kunststoffes und letztlich zu gänzlich anderen dynamischen, zeitabhängigen Aufheiz- und Aufschmelzprozessen.

Es ist leicht nachvollziehbar, dass für die im Folgenden beschriebenen CFD-Simulationen eine Berücksichtigung prozessnaher Heizraten in der verwendeten Materialbeschreibung zwingend erforderlich ist. Nachfolgend werden daher einige Überlegungen zur Abschätzung der in einem High-Speed-Extruder herrschenden Heizraten angestellt. Mithilfe dieser Heizraten sowie mit thermischen Analysen mittels der Fast Scanning Calorimetry (FSC) werden anschließend Erkenntnisse bzgl. der vorliegenden Schmelzkinetik gewonnen, die in das zuvor vorgestellte Materialmodell integriert werden können.

4.3.4.1 Heizraten in der High-Speed-Extrusion

Da die zum Plastifizieren des Kunststoffes notwendige Enthalpieerhöhung vornehmlich durch Dissipation hervorgerufen wird und diese in hohem Maße von der Scherung des Materials abhängig ist (vergl. Gleichung 4.18), besteht ein starker Zusammenhang zwischen der Schneckendrehzahl und den resultierenden Heizraten. Dies lässt sich mathematisch wie folgt begründen:

Wie bereits aus Abschnitt 4.3.3.6 bekannt ist, kann die volumenspezifische Dissipation als Produkt der Viskosität $\eta(\dot{\gamma}, T)$ und dem Quadrat der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ berechnet werden. Mittels der Dichte $\rho(T)$ lässt sich dies in eine massenspezifische Dissipation $P_{Diss,m}(\dot{\gamma}, T)$ umrechnen. Werden etwaige Wärmeverluste vernachlässigt, so entspricht diese der spezifischen Enthalpieerhöhung Δh pro Zeiteinheit Δt , wobei Δh unmittelbar mit einer entsprechenden Temperaturerhöhung ΔT korrespondiert. Dieser Zusammenhang lässt sich für jedes Material im Enthalpiediagramm ablesen, sodass letztlich eine Verbindung zwischen der massenspezifischen Dissipation und der hierdurch pro Zeiteinheit hervorgerufenen Temperaturerhöhung, d. h. der Heizrate β , entsteht (Gleichung 4.20).

$$P_{Diss,m}(\dot{\gamma}, T) = \frac{\eta(\dot{\gamma}, T) * \dot{\gamma}^2}{\rho(T)} \approx \frac{\Delta h(T)}{\Delta t} \longrightarrow \frac{\Delta T}{\Delta t} = \beta \quad 4.20$$

Wird der linke Teil von Gleichung 4.20 nach Δt aufgelöst, der entstehende Term in den rechten Ausdruck eingesetzt und die Temperaturerhöhung ΔT durch die Differenz der sich einstellenden Schmelzetemperatur T und der Ausgangsmaterialtemperatur (Umgebungstemperatur, sofern das Material nicht vorgewärmt wurde) ersetzt, ist die Heizrate $\beta(\dot{\gamma}, T)$ als Funktion der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ und der Temperatur T beschrieben (Gleichung 4.21).

$$\beta(\dot{\gamma}, T) = \frac{\Delta T}{\Delta h(T)} * \frac{\eta(\dot{\gamma}, T)}{\rho(T)} * \dot{\gamma}^2 = \frac{T - 20\text{ °C}}{\Delta h(T)} * \frac{\eta(\dot{\gamma}, T)}{\rho(T)} * \dot{\gamma}^2 \quad 4.21$$

Bedingt durch die komplexen Strömungen und die sich durch die kontinuierliche Plastifizierung ständig ändernden Bedingungen in einem Extruder, liegt eine variable Verteilung von Scherung und Temperatur im Schneckengang vor. Entsprechend handelt es sich auch bei der Heizratenverteilung um ein inhomogenes Feld, sodass die Heizrate vom Ort der Betrachtung abhängt. Um dennoch das Niveau der Heizraten für einen konstanten Betriebspunkt abschätzen zu können, wird von einer stark vereinfachten Prozessbetrachtung ausgegangen, mit der eine repräsentative Heizrate $\beta_{rep.}$ bestimmt werden soll.

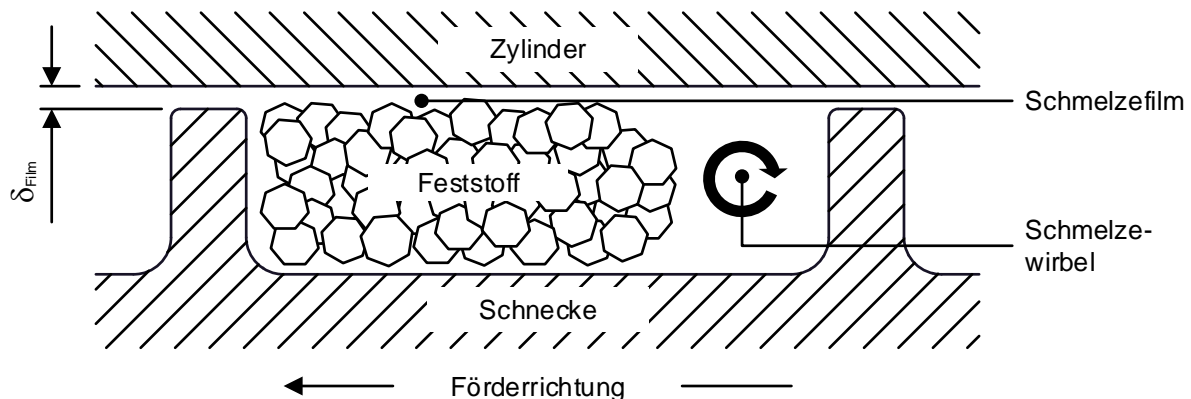


Abbildung 4.14: Modell zur Heizratenabschätzung

Da für die Simulation der Plastifizierungsvorgänge im Einschneckenextruder der Zeitpunkt des Aufschmelzen relevant ist und die Hauptwärmequelle in der dissipierten Energie im stark gescherten Schmelzefilm zwischen dem Feststoffbett und dem Zylinder liegt, wird für die Berechnung der Heizraten ausschließlich dieser Bereich betrachtet. An der Kontaktfläche zum Zylinder entsteht ein dünner Schmelzefilm, dessen Dicke rasch anwächst, bis sie dem Schneckenspiel zwischen den Schneckenstegen und dem Zylinder entspricht. Wächst der Schmelzefilm über diese Grenze hinaus an, so wird er von den Stegen erfasst und abgetragen. Das Material sammelt sich im Schmelzewirbel und verlässt damit als bereits plastifiziertes Material den betrachteten Bereich. Aufgrund dessen wird die Annahme getroffen, dass die Dicke des Schmelzefilms δ_{Film} der Höhe des Schneckenspiels entspricht

(Abbildung 4.14). Durch die Relativbewegung zwischen dem Feststoffbett und dem Zylinder wird der Schmelzefilm geschert. Die Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{Film}$ lässt sich nach [RS04] in Näherung durch Gleichung 4.22 für einen beliebigen gegebenen Schneckendurchmesser D in Abhängigkeit von der Schneckendrehzahl n berechnen.

$$\dot{\gamma}_{Film}(n) = \frac{\pi * D * n}{\delta_{Film}} \quad 4.22$$

$$\beta_{rep.}(n, T) = \frac{T - 20 \text{ }^{\circ}\text{C}}{\Delta h(T)} * \frac{\eta(\dot{\gamma}_{Film}, T)}{\rho(T)} * \left(\frac{\pi * D * n}{\delta_{Film}} \right)^2 \quad 4.23$$

Durch Kombination der Gleichungen 4.21 und 4.22 zu Gleichung 4.23 lässt sich die eingangs genannte Beziehung zwischen Heizrate und Schneckendrehzahl herstellen. Es liegt letztlich eine mathematische Beschreibung der repräsentativen Heizrate $\beta_{rep.}(n, T)$ in Abhängigkeit der Schneckendrehzahl n und der hervorgerufenen Schmelzetemperatur T vor.

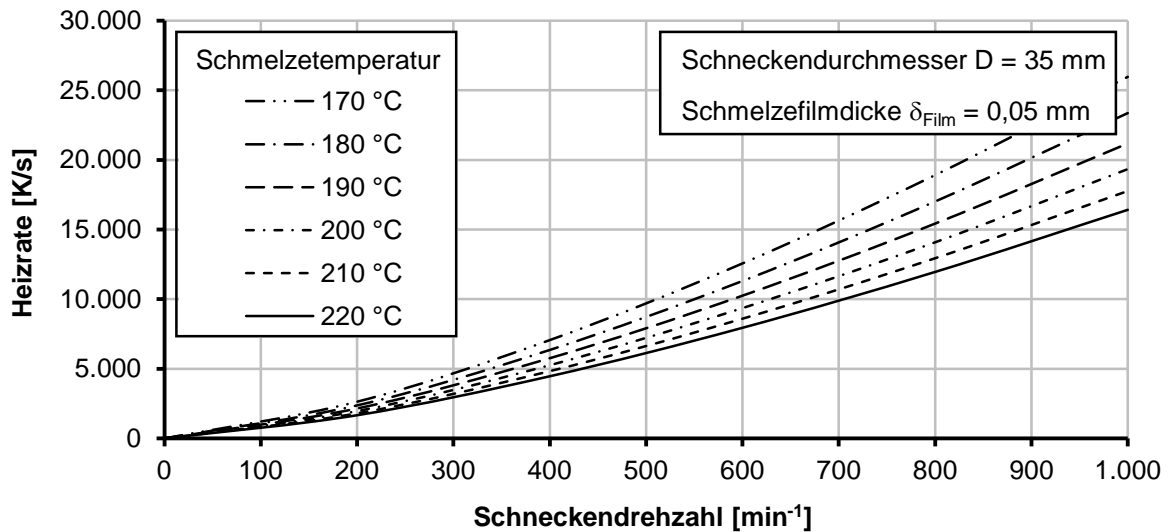


Abbildung 4.15: Heizratenabschätzung für variierende Drehzahlen für PE-LD (Lupolen 2420 D)

Mittels Gleichung 4.23 werden die Heizraten in einem 35 mm Extruder wie dem HSST für das Referenzmaterial Lupolen 2420 D und Drehzahlen bis weit in den High-Speed-Bereich berechnet. Die Schmelzetemperatur wird dabei schrittweise von 170 °C bis 220 °C gesteigert, was dem vom Hersteller empfohlenen Verarbeitungstemperaturbereich entspricht. Die Dicke des Schmelzefilms von 0,05 mm entspricht dem Spiel zwischen Zylinder und Schneckensteg. Die jeweils benötigten Viskositäten, Enthalpieerhöhungen, Dichten und Schergeschwindigkeiten werden mit den in Abschnitt 4.3.3 hergeleiteten Gleichungen 4.8, 4.12, 4.14 sowie Gleichung 4.22 berechnet. Die Ergebnisse sind in Abbildung 4.15 aufgeführt.

Das beschriebene Vorgehen dient lediglich zur groben Einschätzung der aufkommenden Heizraten im Extruder. Eine exakte Vorhersage ist nicht möglich. Dies wird bereits anhand der Notwendigkeit deutlich, dass für die Schmelzefilmdicke und die Schmelzetemperatur geschätzte Werte zu verwenden sind. Dennoch lassen sich aus obiger Rechnung entscheidende Erkenntnisse gewinnen. So zeigt sich ein erwarteter, nicht linearer Anstieg der Heizrate mit steigender Schneckendrehzahl, da diese quadratisch in Gleichung 4.23 eingeht. Weniger offensichtlich stellt sich zunächst der Einfluss der Schmelztemperatur dar, da diese die unterstellte Temperaturerhöhung, die zugehörige Enthalpieerhöhung sowie die Viskosität und Dichte der Schmelze direkt beeinflusst. Hierdurch kommt es zu einer Überlagerung von heizratensteigernden und -verringenden Effekten. Aus Abbildung 4.15 wird jedoch deutlich, dass eine zunehmend hoch eingeschätzte Schmelztemperatur eine eindeutige und nicht zu vernachlässigend starke Reduzierung der Heizrate bewirkt. So sinkt z. B. die berechnete Heizrate für die gewählte Referenzdrehzahl von 800 min^{-1} bei einem Temperaturanstieg von 170°C auf 220°C um mehr als 40 %. Das interessanteste Ergebnis liegt aber in der ermittelten Größenordnung der Heizraten. Diese liegen für die genannte Drehzahl in der Größenordnung von 10^4 K/s und könnten in Abhängigkeit der getroffenen Annahmen noch höhere Werte annehmen. Die in der Realität aufkommenden Heizraten liegen damit weit oberhalb der üblicherweise zur thermischen Analyse von Kunststoffen genutzten Heizraten. So werden Schmelzprozesse etwa mit der herkömmlichen Differential Scanning Calorimetry (DSC) für gewöhnlich mit einer Heizrate von 10 K/min analysiert [MP+11]. Die so gewonnenen Materialeigenschaften spiegeln demnach das dynamische Verhalten des Kunststoffs nicht annähernd wieder. Abhilfe kann hier die FSC bieten, die deutlich höhere Heizraten erlaubt. Hierzu zählt auch die sogenannte Flash-DSC (F-DSC) der Mettler-Toledo GmbH, Gießen.

4.3.4.2 Flash-DSC-Analyse

Mittels einer thermischen Analyse lassen sich physikalische und chemische Eigenschaften von Kunststoffen untersuchen. Die dabei am häufigsten zum Einsatz kommende Messmethode ist die DSC. Bei diesem Messverfahren werden die in einem Tiegel befindliche, zu untersuchende Materialprobe und eine Referenz (i. d. R. ein baugleicher, ungefüllter Tiegel) in einem Ofen einem definierten Temperaturprogramm ausgesetzt. Aufgrund der Wärmekapazität der Materialprobe kommt es dabei zu einer Temperaturdifferenz zwischen den Tiegeln, die mithilfe von Flächenthermoelementen kontinuierlich bestimmt werden kann. Bei der Wärmestrom-Differenzkalorimetrie wird diese Temperaturdifferenz in eine entsprechende Enthalpieänderung der Probe umgerechnet. Die Leistungs-Differenzkalorimetrie hingegen gleicht die Temperaturdifferenz über eine zusätzliche Heizung aus. Die hierzu notwendige Heizleistung gilt in diesem Fall als Maß für die Enthalpieänderung der Probe [ERT03].

Werden Phasenumwandlungen oder Strukturänderungen durchlaufen, so werden charakteristische Auslenkungen in den Messkurven sichtbar. Schmelzprozesse erfordern eine latente Zufuhr von Wärme, d. h. eine Wärmezufuhr ohne Temperaturanstieg (vergl. Kapitel 4.3.3.3), und rufen einen endothermen Peak hervor. Kristallisationsprozesse erfordern wiederum eine Abfuhr von Wärme und werden als exothermer Peak erkannt. Aus den Kurvenverläufen lassen sich so z. B. Kenntnisse über die dynamischen Prozesse des Schmelzens bzw. Erstarrens gewinnen.

Herkömmliche DSC-Messapparaturen können üblicherweise mit Heizraten von etwa 10 K/min betrieben werden. Das zu untersuchende Material wird somit langsam erwärmt bzw. gekühlt, sodass die Probe stets im thermodynamischen Gleichgewicht verbleibt. Wie im vorherigen Abschnitt gezeigt wurde, sind die Heiz- und Kühlraten in kunststoffverarbeitenden Prozessen aber um diverse Zehnerpotenzen höher einzuordnen. Die klassische DSC ist somit nicht mehr verwendbar, um prozessnahe Materialcharakterisierungen durchzuführen.

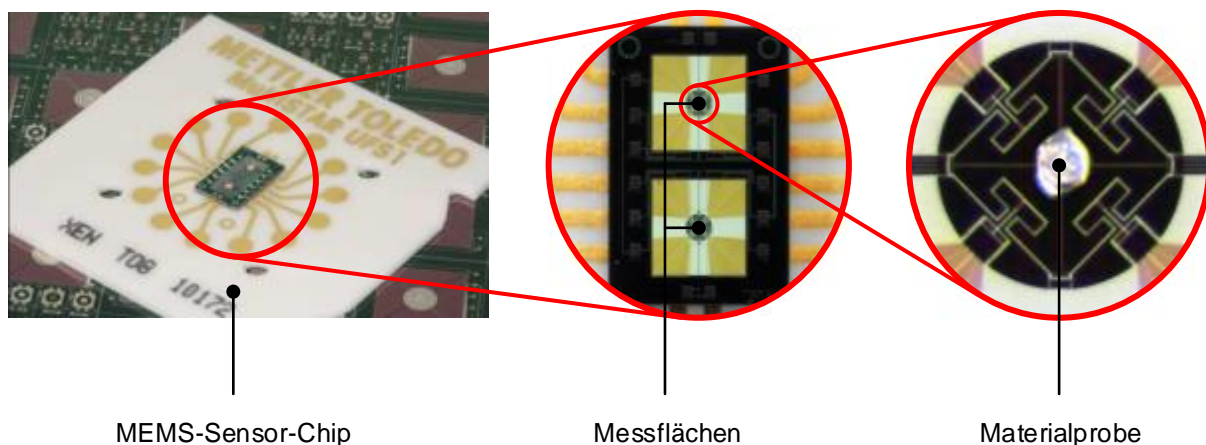


Abbildung 4.16: MEMS-Sensor-Chip für die Mettler Toledo Flash-DSC 1 nach [MP+11]

Einen entscheidenden Fortschritt in der DSC-Technologie brachte die Entwicklung von Ultra-Fast Scanning DSC Instrumenten, wie der Flash-DSC 1 der Mettler-Toledo GmbH. Die Flash-DSC 1 nutzt die MEMS Sensor Technologie (Micro-Electro-Mechanical Systems), d. h. sie verwendet einen Chip (Abbildung 4.16), der eine komplette, miniaturisierte DSC darstellt [Scha11]. Der Chip besitzt zwei Messflächen mit einem Durchmesser von je $0,5\text{ mm}$, eine zur Platzierung der Materialprobe und eine weitere als Referenzmessfläche. Sie ersetzen die beiden von der herkömmlichen DSC bekannten Tiegel. Zudem verfügen beide Messstellen über eine Widerstandsheizung, um das vorzugebende Temperaturprofil zu durchlaufen sowie eine Kompensationsheizung zur Leistungskompensation (Leistungs-Differenzkalorimetrie). Die Temperaturen beider Messflächen werden mit jeweils acht gleichmäßig verteilten Thermoelementen überwacht [MP+11]. Infolge der enormen Verkleinerung der Messapparatur werden auch die Probengrößen stark verkleinert. Anstatt der bisher üblichen

Probenmengen im Bereich weniger Milligramm sind bei der F-DSC Proben von nur einigen Nanogramm zu verwenden. Diese werden direkt auf dem Messsensor appliziert und vor der eigentlichen Messung kurzzeitig angeschmolzen, um einen bestmöglichen thermischen Kontakt zwischen Sensor und Probe sicherzustellen. Dank der sehr geringen Probenmasse, der direkten Kopplung zwischen Probe und Sensorik sowie dem Einsatz hochpräziser und empfindlicher Messtechnik lassen sich mit der F-DSC wesentlich höhere Heiz- und Kühlraten realisieren als mit der Standard-DSC. Diese umfassen Bereiche von einigen tausend Grad Celsius pro Sekunde. Laut Hersteller sind, abhängig vom zu analysierenden Material, Heizraten von bis zu 40.000 K/s möglich [Scha11, MP+11]. Praktisch umgesetzte Heizraten liegen jedoch meist deutlich niedriger. So konnten im Rahmen dieser Arbeit durchgeführte Messungen bspw. mit maximalen Heizraten von lediglich 1.000 K/s umgesetzt werden.

4.3.4.3 Implementierung der Heizraten-Effekte

Mittels der F-DSC-Technologie ist es nun möglich prozessnahe Heiz- und Kühlprozesse zu analysieren. Das Materialverhalten zeigt unter diesen Bedingungen klare Unterschiede zur klassischen DSC auf. Die somit neu zu gewinnenden Erkenntnisse bzgl. der Schmelzkinetik sollen in das zuvor beschriebene Materialmodell eingebunden werden. Für die Simulation konventioneller Extrusionsprozesse mit moderaten Schneckendrehzahlen ist dies nicht immer zwingend erforderlich, da die Auswirkungen der hier vorliegenden Heizraten auf das Schmelzen u. U. nur marginal ausfallen. Für die Darstellung der High-Speed-Extrusion ist eine F-DSC-Untersuchung hingegen unumgänglich. Wie die nachfolgend beschriebenen Untersuchungen zeigen, findet der Plastifizierprozess unter High-Speed-Bedingungen nicht mehr im thermodynamischen Gleichgewicht statt. Der Temperaturbereich, innerhalb dessen das Material aufschmilzt, erfährt eine teils drastische Verschiebung und Aufweitung.

Zur Untersuchung der Heizratenauswirkungen auf die Materialeigenschaften werden F-DSC-Messungen mit einer Mettler-Toledo Flash-DSC 1 in Auftrag gegeben. Als Probenmaterialien dienen das PE-LD Lupolen 2420 D, das PE-LLD Dowlex NG 5056 G sowie das PP-H HC 205 TF. Die Proben werden mittels Mikrotom (20 – 30 μm) präpariert, jeweils auf einen Sensor-Chip aufgesetzt und durch mehrfaches, kurzzeitiges Aufheizen mit geringer Heizrate von 10 K/s an den Sensor gekoppelt. Anschließend werden die Proben einem definierten Temperaturprofil ausgesetzt. Dieses umfasst ein wiederholtes Heizen mit steigenden Heizraten zwischen 10 – 1.000 K/s, kurzzeitigem Halten der Temperatur bis zum vollständigen Aufschmelzen der Probe und anschließendem Abkühlen auf Umgebungstemperatur mit einer konstanten Kühlrate von 10 K/s. Durch die Haltebereiche nach den Heizvorgängen und der konstant kleinen Kühlraten kann sichergestellt werden, dass sich nach Abschluss einer Periode aus Heizen, Temperatur halten und Kühlen ein immer gleicher thermodynamischer Zustand der Materialprobe einstellt. Alle pro verwendetem Material

gemessenen Heizkurven beziehen sich somit stets auf dieselbe Probe mit gleichem Ausgangszustand. Die Ergebnisse der Messungen zeigen prinzipiell für alle getesteten Materialien das gleiche Bild. Daher werden im Folgenden exemplarisch nur die mit dem PE-LD bestimmten Resultate vorgestellt.

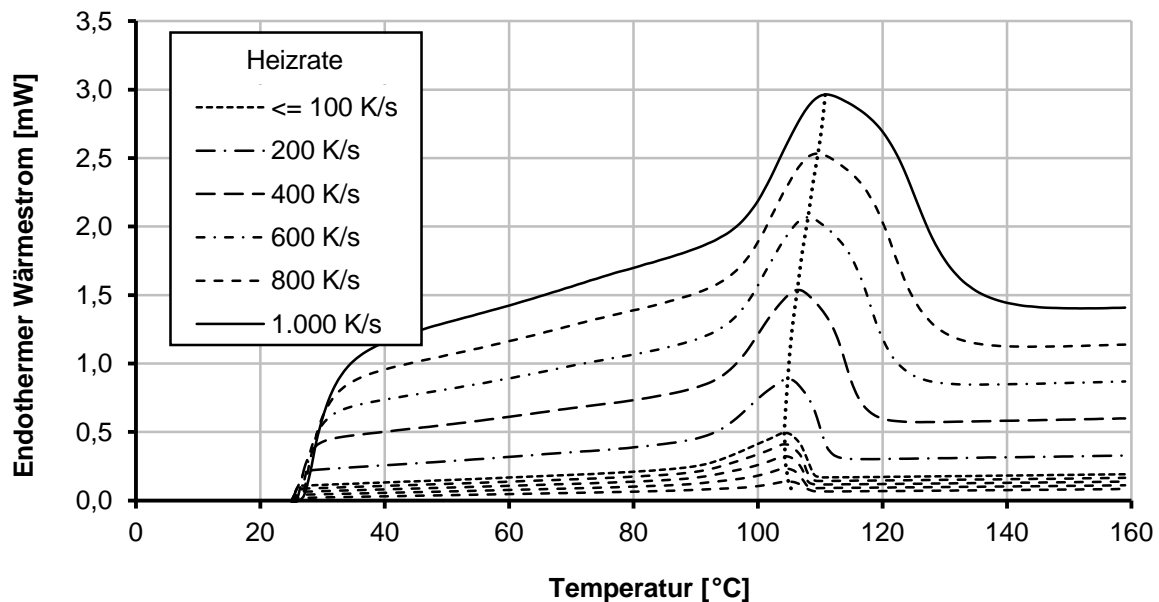


Abbildung 4.17: Messergebnisse der Flash-DSC-Analyse für PE-LD (Lupolen 2420 D)

Abbildung 4.17 zeigt die Heizkurven für das PE-LD mit Heizraten von 100 – 1.000 K/s . Der endotherme Wärmestrom ist dabei über der Temperatur aufgetragen. Weitere Heizkurven für geringere Heizraten (gestrichelte Linien) sind zur Vollständigkeit ebenfalls abgebildet. Sie sind für die High-Speed-Extrusion allerdings nicht relevant. Sehr gut zu erkennen ist, dass alle Kurven in zwei lineare Bereiche und einen Peak unterteilt werden können. Die linearen Abschnitte markieren das gleichmäßige Erwärmen der Probe bei konstanter Wärmezufuhr, der Peak beschreibt den Temperaturbereich des Aufschmelzens. Mittels der gepunkteten Markierungslinien wird die Lage des Peaks im Diagramm hervorgehoben. Wie sich gut erkennen lässt, hat die Heizrate eindeutig einen Effekt auf die Lage der Maxima. Für geringe Heizraten ($\beta < 100 K/s$) wandert der Peak mit steigender Heizrate geringfügig zu kälteren Temperaturen, wohingegen sich dieser Effekt für hohe Heizraten umkehrt. Die Ursache für dieses Verhalten liegt in der morphologischen Struktur der Materialproben begründet und wird u. a. in [MP+11, Scha07, Scha11, SH12, TT+14] behandelt. Wie bereits in Kapitel 4.3.4 erläutert wurde, handelt es sich bei Kunststoffen um makromolekulare Stoffe, die aufgrund ihrer thermischen Historie in erstarrter Form zumeist einen metastabilen Zustand besitzen. Ihr Potenzial zur Kristallbildung ist i. d. R. nicht voll ausgeschöpft (Einfrieren einer unterkühlten Flüssigkeit durch schnelles Abkühlen). Hierdurch treten während des Aufschmelzens Prozesse, wie Reorientierung und/oder Kalt- und Nachkristallisation auf [Scha07, Scha11].

Wird eine Probe mit niedriger Heizrate erwärmt, so werden ihre Moleküle mobilisiert und sie beginnen eine zuvor unterdrückte Kristallisation fortzusetzen. Weitere Kristalle entstehen und bestehende, labile Kristallstrukturen nehmen einen zunehmend stabileren Zustand ein und wachsen. Bei weiterer Erwärmung schmelzen die nun stärkeren Kristalle wieder auf, allerdings erst bei leicht gesteigertem Schmelzpunkt. Durch Anhebung der Heizrate wird dieser Effekt vermindert, da die Neuformierung der Kristalle nicht abgeschlossen werden kann, ehe die Probe über den Schmelzpunkt hinaus erwärmt wird und aufschmilzt. Der Schmelzpunkt verschiebt sich somit in sehr geringem Maße zu niedrigen Temperaturen (vergl. Messungen für $\beta < 100 \text{ K/s}$ in Abbildung 4.17). Dies bedeutet aber gleichzeitig, dass durch die Messung selbst Effekte induziert werden, die die Struktur der Materialprobe und daher auch das Messergebnis beeinflussen [Scha11].

Unter hohen Heizraten wird der Kunststoff derart schnell aufgeheizt, dass diese Effekte gänzlich unterdrückt werden können. Die Messungen zeigen dann die „wahren“ Ergebnisse, die tatsächlich dem Ausgangszustand der Probe zugehören [SH12, TT+14]. Wie sich Abbildung 4.17 weiterhin entnehmen lässt, steigen die gemessenen Peak-Temperaturen für Heizraten von mehr als 100 K/s wieder an. Nicht nur die Neuordnung der Kristalle wird unter diesen Voraussetzungen unterdrückt, auch das Auflösen der bereits bestehenden kristallinen Strukturen kann dem rapiden Temperaturanstieg nicht folgen. Der Plastifizierungsprozess findet damit nicht mehr im thermodynamischen Gleichgewicht statt. Das Material schmilzt verzögert auf.

Des Weiteren kann beobachtet werden, dass der Beginn des Schmelzprozesses nahezu unbeeinflusst von der Heizrate zu sein scheint. Alle Messkurven für das PE-LD zeigen eine Starttemperatur von ca. 90°C . Das Aufschmelzende verschiebt sich mit steigender Heizrate hingegen enorm zu hohen Temperaturen. Die Verbreiterung des Schmelzpeaks ist aufgrund ihrer starken Ausprägung sicherlich nicht ausschließlich auf das verzögerte Aufschmelzverhalten zurückzuführen, sondern auch instrumentell bedingt. Hier sind z. B. die Einflüsse der Wärmeleitung zu berücksichtigen, da Kunststoffe einerseits schlechte Wärmeleiter sind und andererseits niemals ein idealer Kontakt zwischen Probe und Temperaturfühler erzeugt werden kann. Es kommt zum sogenannten Thermal Lag [Scha07]. Aufgrund dessen können die Heizraten in einer Messung nicht beliebig erhöht werden. Die Auswirkungen des Thermal Lag werden zu stark, sodass die Genauigkeiten der Messresultate unzureichend werden. Dem ließe sich durch eine weitere Reduzierung der Probenmasse entgegenwirken. Da diese aber bereits auf einige Nanogramm herabgesetzt wurde, ist dies praktisch nicht mehr umzusetzen. Für die Messungen mit den o. g. Materialien konnten daher verlässliche Ergebnisse lediglich für maximale Heizraten von „nur“ 1.000 K/s gewonnen werden. Wie aus der Heizratenabschätzung in Kapitel 4.3.4.1 jedoch hervorgegangen ist, liegen die für die High-Speed-Extrusion relevanten Raten in der Größenordnung von 10.000 K/s . Für den

eingangs definierten Referenzprozess mit einer Schneckendrehzahl von 800 min^{-1} und einer Schmelzetemperatur von ca. 220°C ergibt sich nach Abbildung 4.15 eine repräsentative Heizrate von etwa 12.000 K/s . Mithilfe der durchgeführten F-DSC-Analyse lässt sich aber dennoch die für diesen Betriebspunkt benötigte Verschiebung des Aufschmelztemperaturintervalls ableiten: Wie für viele Materialien (u. a. PE-LD) nachgewiesen werden konnte, folgt die Verschiebung des Schmelzpeaks $T_M(\beta)$ in Abhängigkeit der Heizrate β laut [Scha07, TT+14] einem Power-Law-Verlauf nach Gleichung 4.24, sofern Reorganisations- und Rekristallisationseffekte ausgeschlossen werden können. Dabei bezeichnet T_M^0 die Peak-Temperatur bei einer theoretischen Heizrate von 0 K/s . A ist eine Konstante, welche die spezifische Schmelzwärme Δh_f , den Wärmewiderstand R_{th} zwischen Probe und Sensor sowie die Probenmasse m berücksichtigt.

$$T_M(\beta) = T_M^0 + A * \sqrt{\beta} = T_M^0 + \sqrt{2 * R_{th} * \Delta h_f * m * \sqrt{\beta}} \quad 4.24$$

Unter Zuhilfenahme der Messkurven für $\beta > 100 \text{ K/s}$ lässt sich eine ausreichende Anzahl von Wertepaaren $[T_M; \beta]$ ermitteln, um ein Curve-Fitting für obige Gleichung durchzuführen und somit die beiden unbekannten Größen T_M^0 und A zu bestimmen. Mithilfe der Software MatLab R2013 werden die gesuchten Parameter zu $T_M^0 = 99,26^\circ\text{C}$ und $A = 0,3628 \sqrt{^\circ\text{C} * \text{s}}$ ermittelt. Mit Kenntnis dieser Parameter kann letztlich die Peak-Temperatur für Heizraten, die selbst mit der F-DSC nicht mehr abgedeckt werden können, berechnet werden. Für den o. g. Referenzbetriebspunkt ergibt sich ein Schmelzpunkt von $T_M(12.000 \text{ K/s}) \approx 140^\circ\text{C}$. Der Aufschmelzbeginn wird, wie zuvor bereits erwähnt, bei einer konstanten Temperatur von 90°C vermutet. Lediglich über die Endtemperatur kann keine Aussage getroffen werden. Um diese zu bestimmen, sind in einem iterativen Vorgehen zahlreiche CFD-Simulationen mit variierender Endtemperatur durchzuführen und mit den Ergebnissen eines realen Experiments abzugleichen. Stimmen Simulation und Experiment überein, so ist die letzte unbekannte Größe bestimmt. Eine solche Methode ist sehr zeit- und arbeitsaufwändig und wird daher nur für das PE-LD durchgeführt. Das Vorgehen wird in Kapitel 4.3.5 beschrieben, das Ergebnis wird jedoch an dieser Stelle vorweggenommen. Das Aufschmelzende kann auf eine Temperatur von ca. 220°C festgelegt werden und stimmt somit mit der zur Heizratenberechnung gewählten Schmelzetemperatur überein. Die Richtigkeit der ermittelten Heizrate wird so noch einmal bekräftigt.

Um diese Informationen in das Materialmodell einzubinden, wird die Meltfraction-Funktion nach Gleichung 4.7 an den verschobenen Aufschmelztemperaturbereich angeglichen. Der Faktor T_M im Meltfraction-Modell beschreibt die Peak-Temperatur des Schmelzpeaks und ist somit identisch zum zuvor berechneten $T_M(12.000 \text{ K/s}) \approx 140^\circ\text{C}$. Über die Skalierungs-

faktoren TS und MS können anschließend die Breite und der Verlauf der Meltfraction beeinflusst werden, sodass der durch die Meltfraction beschriebene Phasenwechsel von Feststoff zu Schmelze innerhalb des o. g. Intervalls von $90\text{ }^{\circ}\text{C}$ bis $220\text{ }^{\circ}\text{C}$ durchlaufen wird. Die Verläufe der Meltfraction-Kurve unter Verwendung der Messergebnisse einer Standard-DSC sowie einer F-DSC sind in Abbildung 4.18 im Vergleich dargestellt.

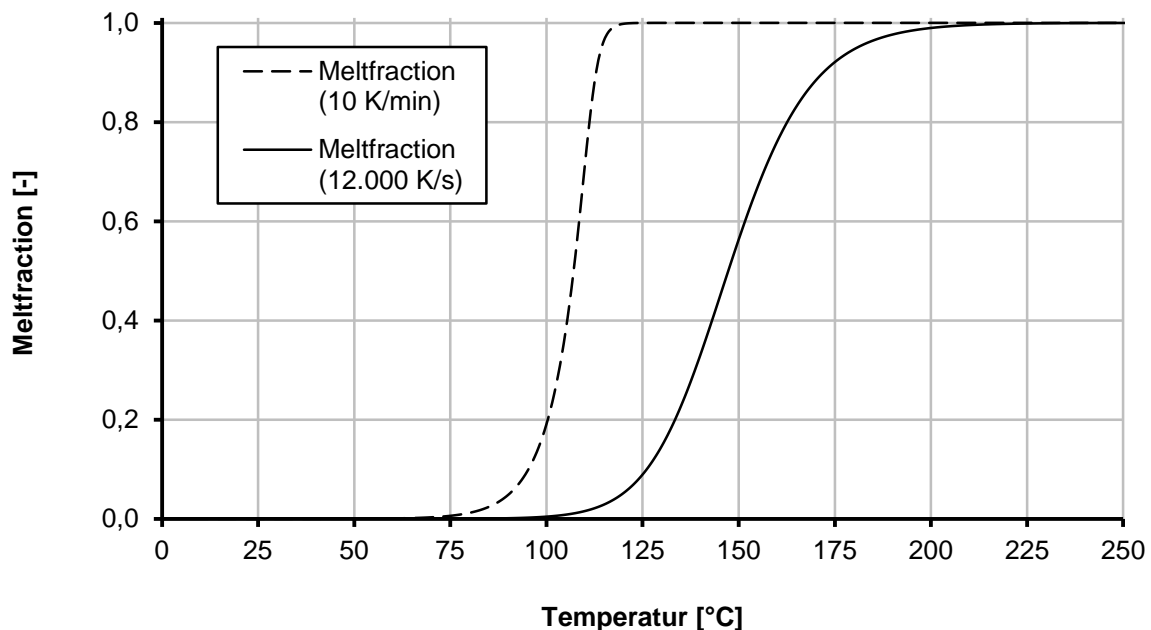
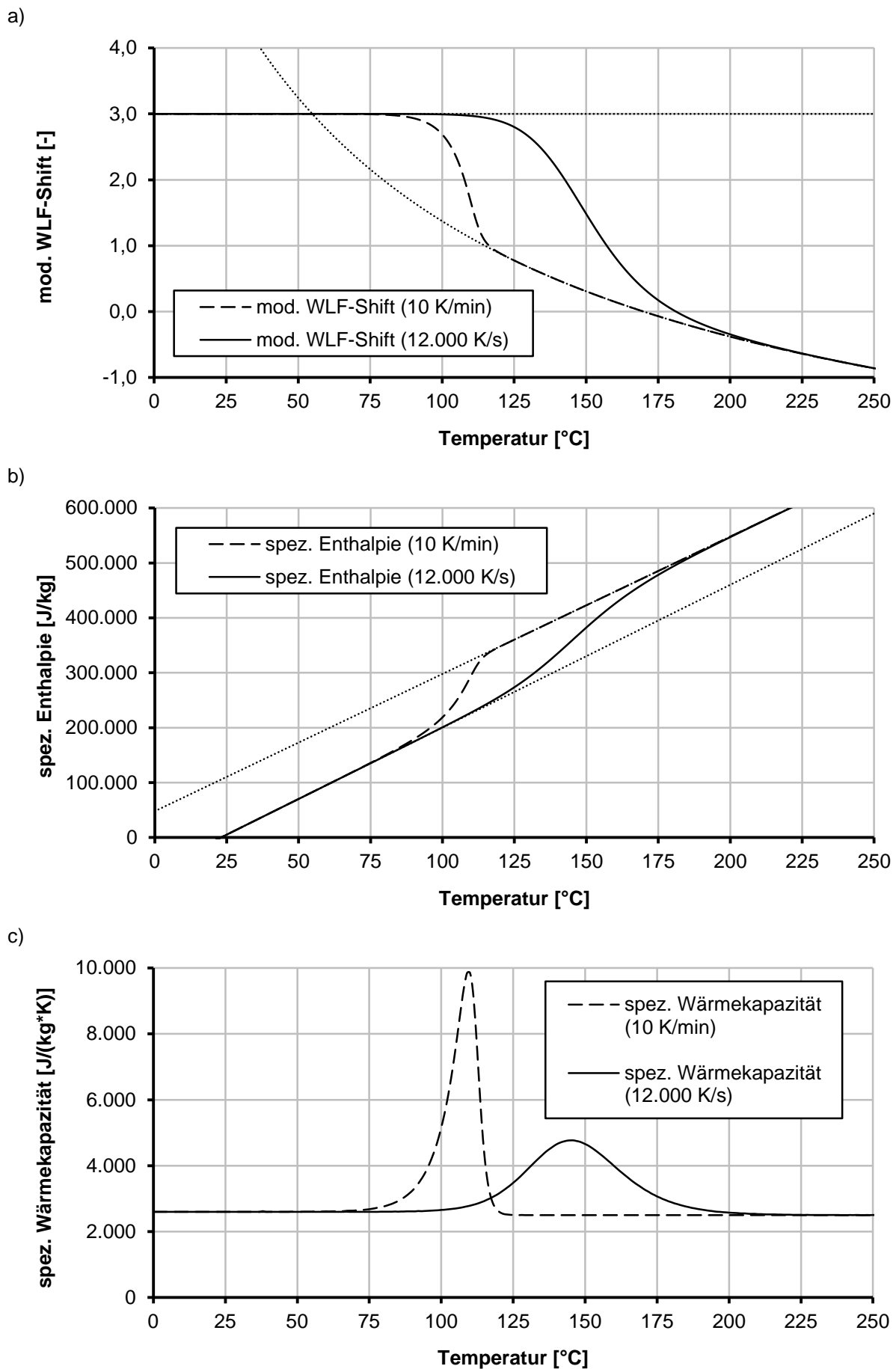


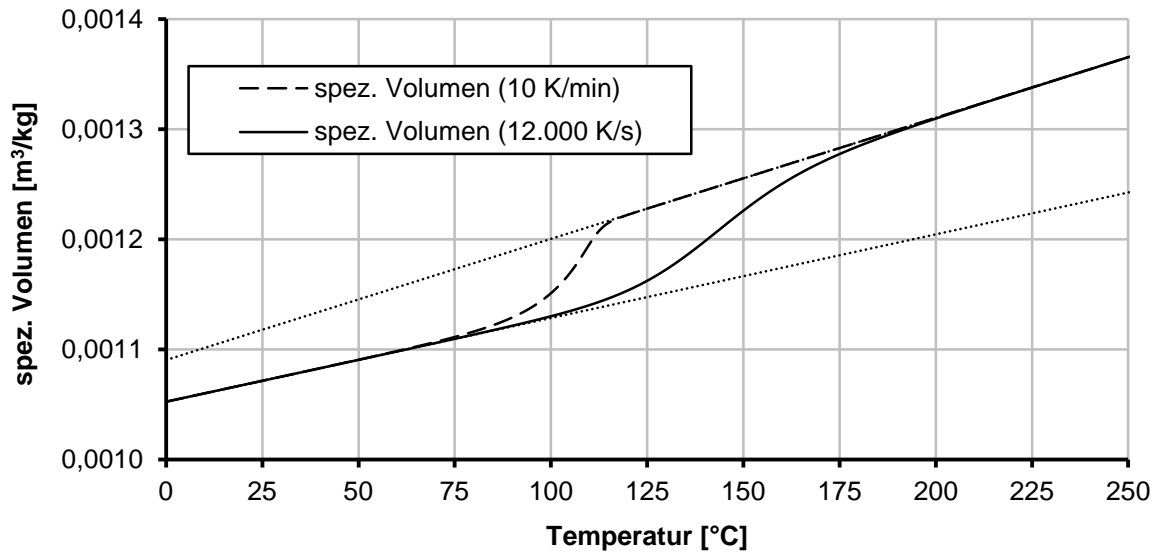
Abbildung 4.18: Verlauf der Meltfraction-Funktion für niedrige und hohe Heizraten β (PE-LD)

Die Auswirkungen der Parameteränderungen in der Meltfraction-Funktion auf die weiteren Materialeigenschaften (Viskosität bzw. WLF-Verschiebung (a), spez. Enthalpie (b), Wärmekapazität (c), spez. Volumen (d) und Wärmeleitfähigkeit (e)) sowie auf die Dissipation (f) sind in Abbildung 4.19 (a-f) zu sehen. Da alle Materialeigenschaften durch eine Überlagerung von Feststoff- und Schmelzeverhalten mit der Meltfraction als Gewichtungsfunktion abgebildet werden, werden ihre neuen Funktionsverläufe automatisch aktualisiert. Lediglich die Wärmeleitfähigkeitsfunktion bedarf einer manuellen Parameterkorrektur bzgl. des Skalierungsfaktors WS , da es hier u. U. zu einem Überschwingen im Funktionsverlauf kommen kann.

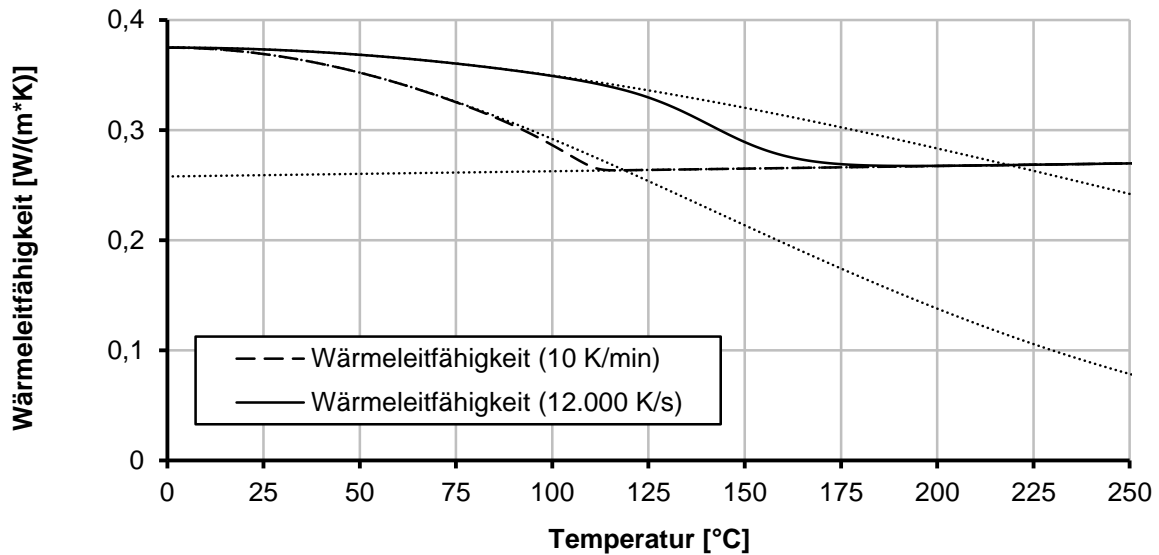
Es steht nun ein umfassendes, numerisch robustes und komfortabel zu nutzendes Materialmodell zur Verfügung, das es erlaubt, im weiteren Verlauf dieser Arbeit CFD-Simulationen bzgl. der Plastifizierprozesse in den HS-S-Trudern durchzuführen und einen Einblick in das Innere dieser Maschinen zu erhalten. Es wurde in diversen Arbeiten und Simulationen an unterschiedlichen Beispielschnecken und Extrudern (3-Zonen-Schnecke, Barrierschnecke, Helibar-Extruder, S-Truder) mit Durchmessern von bis zu 100 mm und bei Drehzahlen von bis zu 2.000 min^{-1} erfolgreich getestet [KNW16, KW13a, KW13b, KW14a, KW15c].

**Abbildung 4.19:** Änderung der Materialeigenschaften bei hohen Heizraten β (PE-LD)

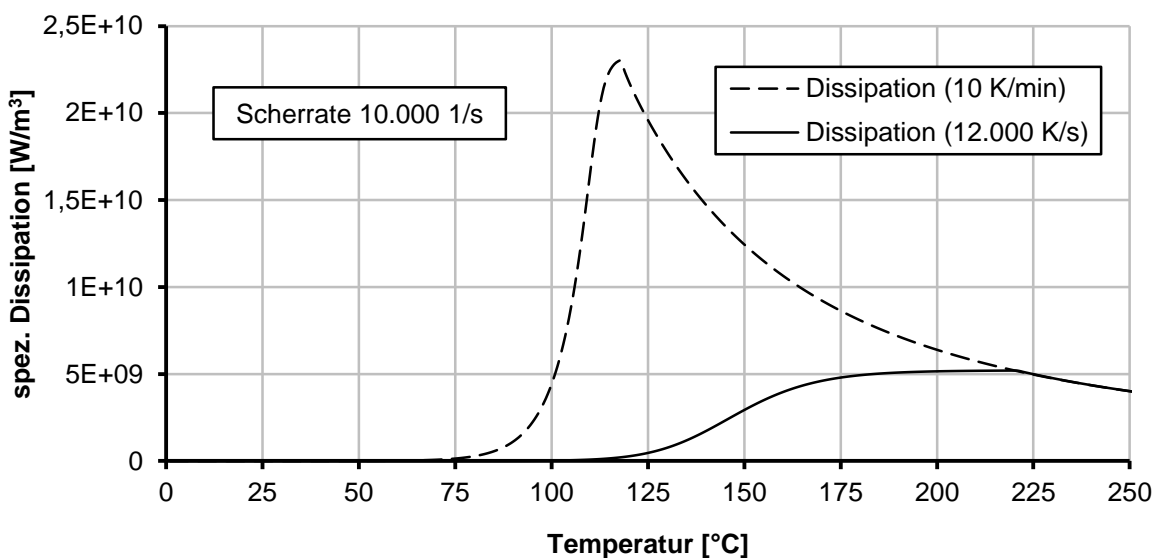
d)



e)



f)

Abbildung 4.19: Änderung der Materialeigenschaften bei hohen Heizraten β (PE-LD) (Fortsetzung)

4.3.5 Plastifiziertvorgänge im HSST mit statischer Plastifizierhülse

Der in Kapitel 4 durchgeführte Schneckenzugversuch bestätigt den erwarteten Aufschmelzverlauf. Auch kann die Ursache für die Feststoffpartikel im Extrudat sichtbar gemacht werden. Jedoch kann kein Einblick in die dynamischen Abläufe gewonnen werden. Dies kann nun aber mithilfe der zuvor im Rahmen dieses Kapitels erläuterten Methoden und Modelle, insbesondere dem neu erarbeiteten Materialmodell, erfolgen. Es ist nun möglich, komplexe Strömungen und sogar das Aufschmelzen von Kunststoffen in Extrudern dreidimensional zu berechnen und detailliert zu analysieren. Hierdurch können entscheidende Erkenntnisse über die Abläufe im HSST gesammelt werden.

Das in den nachfolgend beschriebenen Simulationen zu berechnende Strömungsgebiet (Abbildung 4.20) umfasst den vollständigen Plastifizierbereich des HSST. Betrachtet wird ein Ausschnitt, der etwa $7 D$ hinter der Einfüllöffnung des Trichters beginnt. Dies entspricht in etwa dem Punkt, ab dem erstmals ein kompaktiertes, von einem Schmelzefilm umschlossenes Feststoffbett vorliegt. Dies ist durch den Schneckenzugversuch aus Kapitel 4.2 bekannt. Das Ende des Simulationsraumes wird mit der Lage des Sperrsteiges auf der Plastifizierschnecke erreicht. Hier liegt auch der Übergang von der Plastifizierhülse zum Siebkorbmischer. Ab diesem Punkt ist eine axiale Förderung des Materials durch die Schnecke nicht mehr möglich und die Plastifizierung (mit Ausnahme der bereits nachgewiesenen, in der Schmelze liegenden Feststoffpartikel) abgeschlossen. Die Abfuhr der Schmelze in den außenliegenden Ringspalt endet ebenfalls an dieser Stelle.

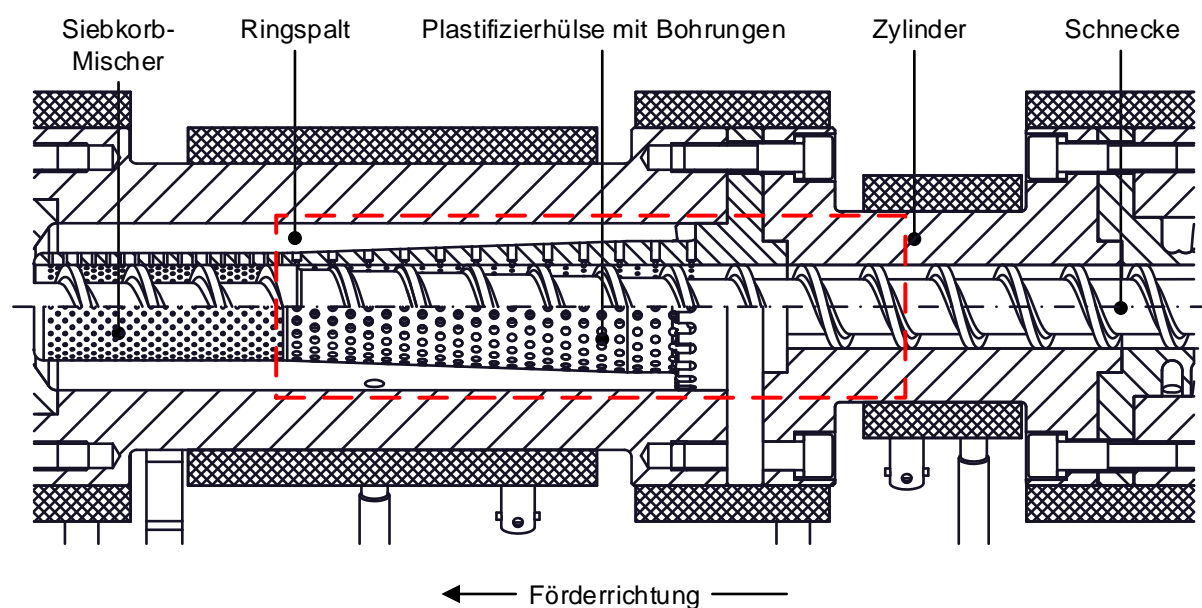


Abbildung 4.20: CFD-Simulationsraum des HSST mit statischer Plastifizierhülse

Die räumliche Diskretisierung umfasst ausschließlich das mit Kunststoff gefüllte Volumen. Metallische Komponenten, d. h. Schnecke, Plastifizierhülse und Zylinder, werden nicht

modelliert und lediglich durch entsprechende Randbedingungen eingebunden. Nichtsdestotrotz wird großer Wert auf einen hohen Detaillierungsgrad in der geometrischen Abbildung des Rechengebiets gelegt. So werden alle 552 Bohrungen der Plastifizierhülse exakt nachmodelliert und selbst der Leckspalt zwischen der Innenseite der Plastifizierhülse und den Stegen der Schnecke wird vollständig berücksichtigt. Die Darstellung der Schneckenrotation wird aus den bereits in Kapitel 4.3.2.3 erläuterten Gründen über das MRF-Modell umgesetzt. Hierzu wird die Kunststoffdomäne in den außen liegenden, stationären Ringspalt inklusive Bohrungen sowie den innen liegenden, rotierenden Schneckengang mit Leckspalt gegliedert.

Beide Abschnitte werden gesondert vernetzt und anschließend in an die jeweiligen Domänen gebundenen Bezugssystemen separat berechnet und über ein Interface miteinander gekoppelt. Dieses Interface entspricht dem Kontakt zwischen dem Leckspalt auf Seiten des Schneckenganges und den 552 Bohrungen auf Seiten der Plastifizierhülse.

Da die Qualität des Rechnernetzes die Ergebnisse einer CFD-Simulation massiv beeinflussen kann, ist insbesondere bei einer derart komplexen Geometrie, wie sie hier vorliegt, auf eine an die vorliegenden Gegebenheiten anzupassende, möglichst feine Netzstruktur zu achten. Die Feinheit der Maschen des Rechnernetzes stellt in Bezug auf die vorgesehenen Aufschmelzsimulationen eine Art Auflösungsvermögen dar, mit dem der Phasenwechsel von fest nach flüssig dargestellt werden kann. Je feiner das Rechnernetz, desto genauer ist das Simulationsergebnis. Hier ist jedoch stets ein Kompromiss zwischen Rechengenauigkeit und Rechendauer einzugehen. Aufgrund der aufwändigen Geometrie des Strömungsgebiets sowie der Verwendung des MRF-Modells in Kombination mit dem sehr komplexen Interface wird ohnehin ein beachtlicher zeitlicher Rechenaufwand erwartet. Daher werden beide Domänen mit einem klassischen Tetraedernetz und Randschichtvernetzung (5 Prismenschichten an den metallischen Oberflächen) diskretisiert. Die Maschenweiten im Schneckengang werden mit $0,5\text{ mm}$ in den wandnahen Bereichen recht eng vorgegeben, da hier der Ablauf des Phasenwechsels zu erwarten ist. Die Vorgänge im Schmelzefilm zwischen Zylinder und Feststoffbett sowie im $0,05\text{ mm}$ dünnen Leckspalt werden mittels 7 durchgehender Prismenschichten an der Innenfläche des Plastifizierzylinders berücksichtigt und somit ebenfalls sehr fein aufgelöst. Zum Inneren des Schneckenganges hin wächst die Maschenweite auf etwa 1 mm an, um die Elementanzahl des Rechnernetzes handhabbar zu halten. Im Ringspalt werden ausschließlich die Bohrungen sehr fein vernetzt, was sich bereits aus Gründen der geometrischen Vorgaben nicht vermeiden lässt. Der Ringspalt selbst wird mit einer Maschenweite von 2 mm gegliedert, was als ausreichend angesehen werden kann, da hier vornehmlich eine reine Schmelzeströmung vorliegen wird. Mit diesen Vorgaben lässt sich der angegebene Ausschnitt des HSST mit ca. 13 Mio. Zellen vernetzen. Von einer weiteren Verfeinerung wird aufgrund steigender Rechendauer abgesehen.

Alle Randbedingungen orientieren sich an den Messungen des Referenz-Betriebspunkts aus dem Schneckenzugversuch (Abbildung 4.21, vergl. Tabelle 4.1). Das PE-LD Lupolen 2420 D strömt in Form eines vollständig kompaktierten Feststoffbetts mit einer Eingangstemperatur von $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ in die erste Windung des zu berechnenden Strömungsgebiets. Umschlossen wird es dabei von einem dünnen Schmelzefilm mit einer geschätzten Dicke von $0,5\text{ mm}$ und einer Temperatur von $200\text{ }^{\circ}\text{C}$. Die Zylindertemperaturen betragen $250\text{ }^{\circ}\text{C}$ im Bereich des Ringspaltes und $280\text{ }^{\circ}\text{C}$ in der zwischen Einzug und Plastifizierhülse liegenden Zwischenzone. Sowohl die Schnecke als auch die Plastifizierhülse werden als adiabat definiert. Über eine sogenannte User Defined Function (UDF) wird ein Unterschreiten ihrer Temperaturen unter $220\text{ }^{\circ}\text{C}$ jedoch untersagt. Es handelt sich somit um adiabate Oberflächen mit vorgegebener Minimaltemperatur. Auf diese Weise kann sichergestellt werden, dass ein Kontakt des als sehr hochviskos modellierten Feststoffs mit metallischen Oberflächen durch einen dünnen Schmierfilm aus Schmelze unterbunden wird. Dies ist dringend erforderlich, da andernfalls die in der CFD übliche Annahme der Wandhaftung auch für das Feststoffbett herangezogen wird. Ein Wandhaften des Feststoffs ist physikalisch inkorrekt und würde zu nicht plausiblen Ergebnissen in der Druckberechnung führen.

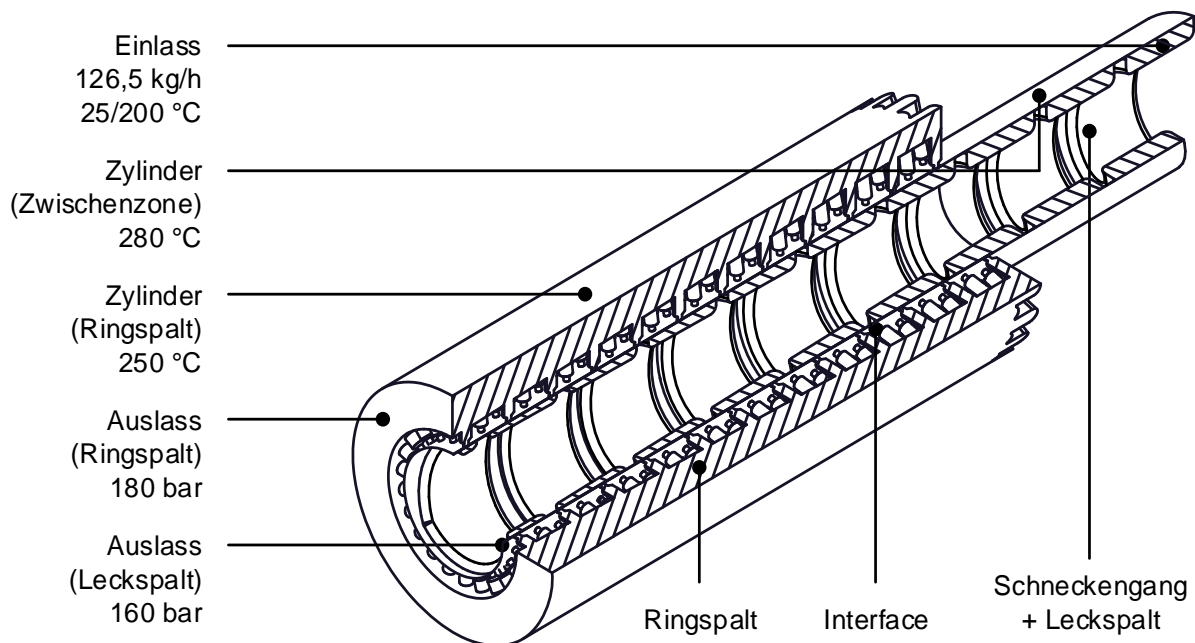


Abbildung 4.21: CFD-Randbedingungen des HSST mit stehender Plastifizierhülse

Die Simulation des genannten Betriebspunktes wird mehrfach durchgeführt, wobei die Temperatur des Aufschmelzenden, d. h. das Erreichen einer Meltfraction $MF = 1$, schrittweise erhöht wird, bis der simulierte Aufschmelzverlauf den im Schneckenzugversuch beobachteten Prozess widerspiegelt. Auf diese Weise wird das Modell kalibriert und die Simulation validiert. Das Aufschmelzende kann so auf eine Temperatur von $220\text{ }^{\circ}\text{C}$ festgelegt

werden. Der Vergleich zwischen simulierter und im Schneckenzugversuch experimentell ermittelter Verteilung der Meltfraction ist Abbildung 4.22 zu entnehmen.

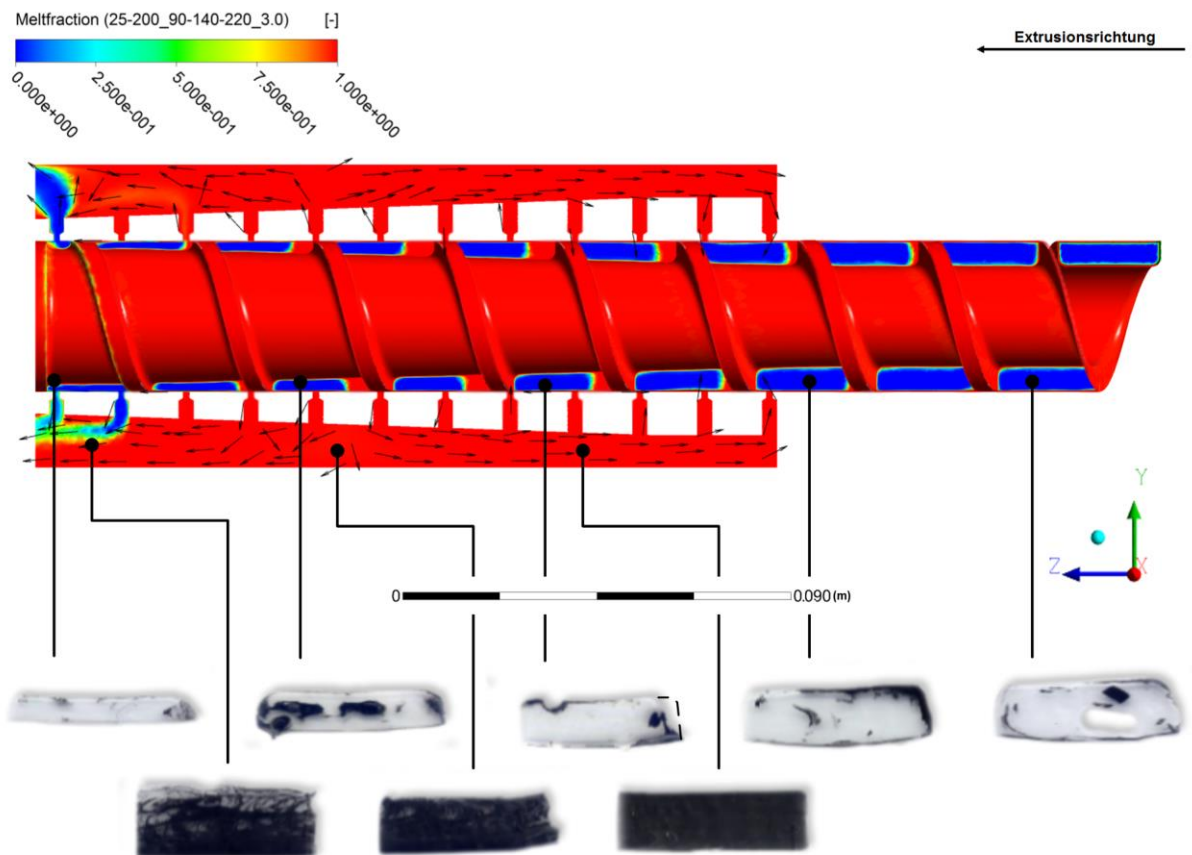


Abbildung 4.22: Simulierte Meltfraction-Verteilung im HSST mit stehender Plastifizierhülse

Blaue Bereiche zeigen reinen Feststoff, rote markieren reine Schmelze. Es lassen sich somit das Vorliegen von Feststoff sowie dessen exakte Lage im System entnehmen. Deutlich erkennbar ist die korrekte Berechnung des weitgehend unterdrückten Schmelzepools und die Abfuhr der Schmelze in den Ringspalt. Der Schmelzepool ist etwas stärker ausgeprägt als im Experiment ermittelt. Dies ist auf die Beschreibung des Feststoffbetts als reines Kontinuum zurückzuführen. Ein Eindringen von Schmelze in etwaige Zwischenräume im Granulat ist nicht simulierbar, sodass der Schmelzewirbel schneller wächst als in der Realität. Nichtsdestotrotz lässt sich eine gute Übereinstimmung des simulierten und experimentell bestimmten Aufschmelzverlaufs erzielen. Auch das Durchströmen der letzten Bohrungsreihen mit nicht vollständig plastifiziertem Material ist korrekt dargestellt. Die Lage des Feststoffaustritts stimmt ebenfalls mit den Resultaten aus den praktischen Versuchen überein.

Anhand des Vektor-Plots im Ringspalt lässt sich des Weiteren erkennen, dass nicht alle Bohrungsreihen der Schmelzeabfuhr dienen. So kommt es etwa auf mittlerer Höhe der Plastifizierhülse zu einer Umkehr der Strömungsrichtung. Während die Schmelze im hinteren

Hülsenabschnitt in Richtung der Schneckenspitze strömt, tritt im vorderen Hülsenabschnitt eine Rückströmung auf. Hierdurch kommt es zu einem Einströmen von Schmelzeanteilen aus dem Ringspalt in den Schneckengang durch die ersten Bohrungsreihen. Die sich so einstellende, zirkulierende Strömung in der einzugsnahen Hälfte der Plastifizierhülse erhöht die Verweilzeit des hier befindlichen Schmelzeanteils und bewirkt die in den Dünnschnitten des Schneckenzugversuchs erkennbare gute Homogenität (einheitliche Schwarzfärbung). Die Schmelzeabfuhr in den Ringspalt wird durch die sich einstellende Rückströmung aber nachweislich gestört. Ein erheblicher Teil der zur Schmelzeabfuhr gedachten Plastifizierhülse erfüllt seine vorgesehene Funktion nicht. Zudem ist anzunehmen, dass der leichte Ansatz des Schmelzewirbels durch das erneute Eintreten der Schmelze in den Schneckengang hervorgerufen wird. Untermauert wird diese Vermutung dadurch, dass der Schmelzewirbel in den nicht von Rückströmungen betroffenen Bereichen schnell abgebaut wird.

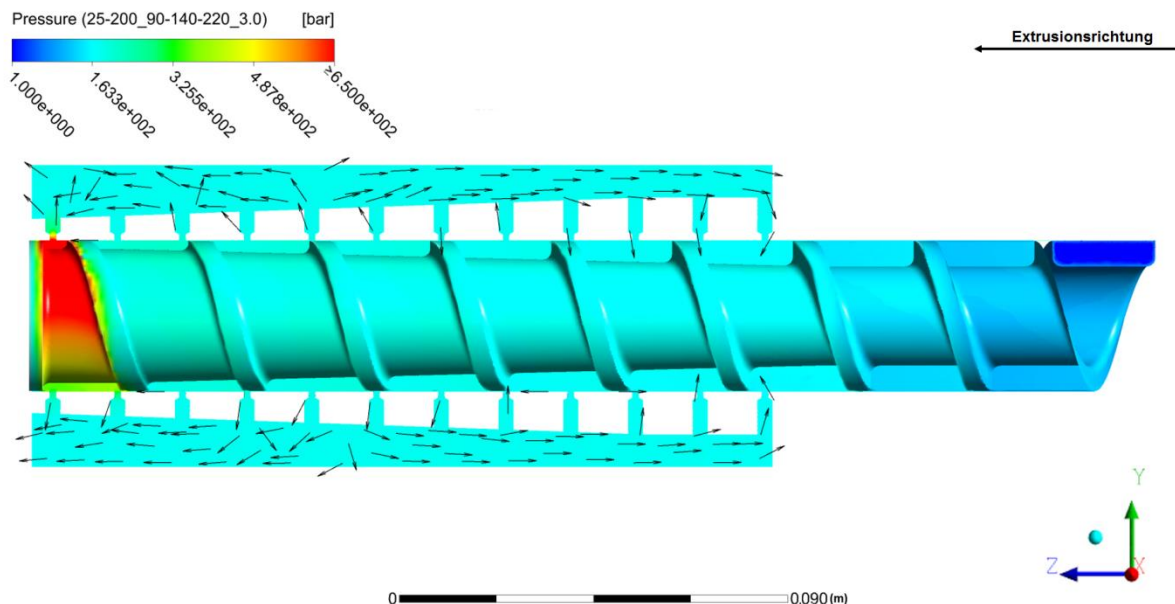


Abbildung 4.23: Simulierte Druck-Verteilung im HSST mit stehender Plastifizierhülse

Zum Auffinden der Ursache dieses Strömungsbildes wird der Druckplot in Abbildung 4.23 herangezogen. Dieser zeigt einen moderaten, kontinuierlich verlaufenden Druckanstieg über der Schneckenlänge, beginnend mit einem berechneten Einlaufdruck von ca. 100 bar. Am Ende des Schneckenganges mündet der Druck in einem extremen und rapiden Anstieg. Dieser wird durch das Aufstauen von Feststoff vor dem Barrieresteg der Schnecke hervorgerufen. Durch diesen hohen Druck wird selbst das nicht vollständig geschmolzene Granulat durch die Bohrungen nach außen gepresst. Durch den Barrieresteg ist das Material gezwungen, den Schneckengang zu verlassen, wohingegen es in den vorausgehenden Schneckenwindungen dem Zwang der Abfuhr in den Ringspalt nur in deutlich geringerem Maße unterliegt. Dies erklärt die über der Länge der Hülse ungleichmäßig verlaufende

Materialabfuhr, die schon von Großmann in [Gro11] beobachtet wurde. Auch bedeutet dies, dass der im Ringspalt anliegende Druckgradient der gewünschten Strömungsrichtung entgegengerichtet ist, wodurch es zu der beschriebenen Rückströmung kommt.

Anzumerken ist an dieser Stelle aber, dass der simulierte Druckanstieg zu hoch ausfällt. Ein Druck von fast 1000 *bar* unmittelbar vor dem Barrieresteg erscheint nicht realistisch, da die Plastifizierhülse einem so hohen Druck im realen Experiment nicht hätte standhalten können. Der simulierte, hohe Druck ist auf das genutzte Materialmodell zurückzuführen, das den Feststoff durch ein hochviskoses Fluid repräsentiert. Daher ist es nach wie vor eine frei verformbare, fließfähige Substanz, die bei ausreichend hohem Druck immer durch die Bohrungen gelangen kann. Ein vollständiger Verschluss der Bohrungen durch den Feststoff kann so nicht simuliert werden. Zudem wird die späte Schmelzeabfuhr hierdurch zu stark ausgeprägt und das Ausströmen des Feststoffs erfolgt lokal sehr beschränkt. Die reale Lage des Teilungspunktes der Ringspaltströmung dürfte etwas weiter vom Sperrsteg entfernt liegen, als von der Simulation angegeben. Auch wirkt sich der hohe Druck am Sperrsteg bis zurück auf den Einlass aus. Anhand des Referenz-Betriebspunkts (Tabelle 4.1) ist bekannt, dass der Druck kurz vor Beginn des Rechengebietes bei 40 *bar* liegt. Der berechnete Einlaufdruck ist daher ebenfalls etwas zu hoch.

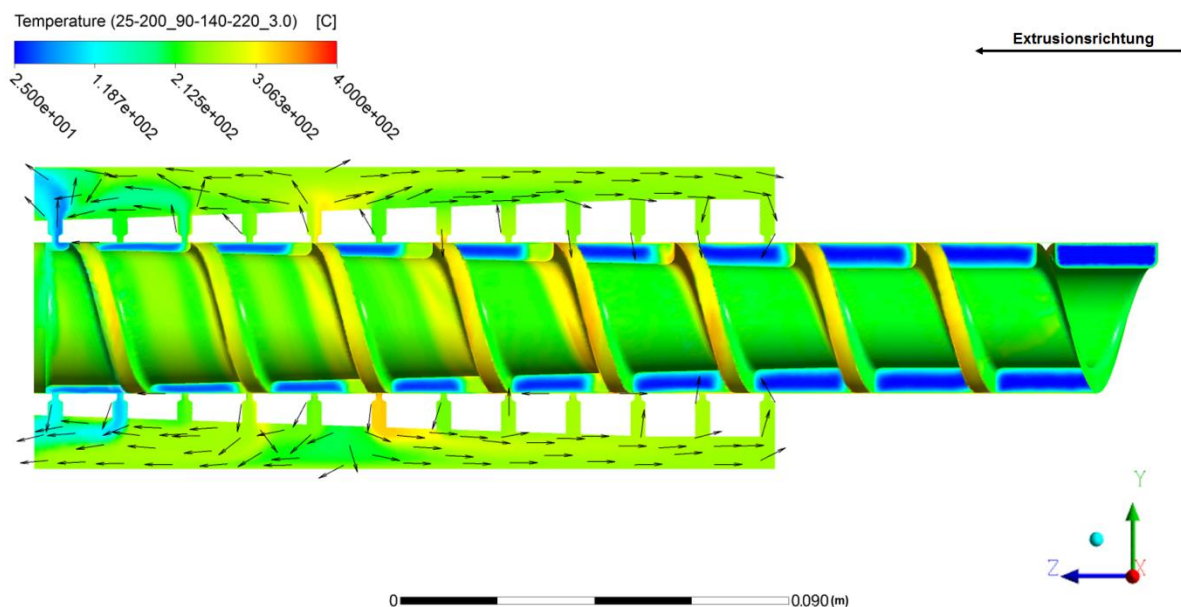


Abbildung 4.24: Simulierte Temperatur-Verteilung im HSST mit stehender Plastifizierhülse

Mittels des Temperatur-Plots in Abbildung 4.24 lassen sich weitere Information bezüglich der Temperaturentwicklung gewinnen und der Strömungsweg der Schmelze kann weiter rekonstruiert werden. Anhand der eingezeichneten Geschwindigkeitsvektoren ist bereits eindeutig erkennbar, dass die im Schneckengang entstehende Schmelze lediglich in der zweiten Hälfte der Plastifizierhülse in den Ringspalt abgeführt wird. Ein wesentlicher Teil der

Schmelze im Ringspalt wird jedoch von der schon aufgezeigten Rückströmung erfasst und strömt innerhalb der ersten Hälfte der Plastifizierhülse zurück in den Schneckengang. Dabei weist die Schmelze eine Temperatur von bis zu $250\text{ }^{\circ}\text{C}$ auf. Die Temperatur im leicht ausgebildeten Schmelzepool liegt hingegen mit $260 - 270\text{ }^{\circ}\text{C}$ rund $10 - 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ über der Schmelzetemperatur im Ringspalt. Dies ist ein Indiz dafür, dass die zuvor geäußerte Vermutung, dass der Schmelzewirbel im Schneckengang vornehmlich durch die wiedereintretende Schmelze gebildet wird, korrekt ist. Das Umlaufen der Schmelze behindert letztlich die materialschonende Druckströmung im Ringspalt, verschlechtert durch die nicht vollständige Unterdrückung des Schmelzewirbels die Plastifizierleistung und stellt zudem eine wesentliche Wärmequelle dar, die mit für den schnellen Schmelzetemperaturanstieg verantwortlich ist.

Im hinteren, barrierenahen Schneckenabschnitt wird die heiße Schmelze endgültig in den Ringspalt abgeführt. Hier trifft sie mit dem nicht vollständig plastifizierten, aber dennoch austretenden Granulat zusammen. Der heißen Schmelze wird Energie entzogen, um die Feststoffreste weiter aufzuschmelzen, wodurch es zu einem Kühleffekt kommt. Die teils hohen, berechneten Temperaturen stehen daher nicht im Widerspruch zu den Messungen aus dem Schneckenzugversuch ($235\text{ }^{\circ}\text{C}$ Schmelzetemperatur am Eintritt in das Drosselwerkzeug). Die berechneten Hotspots von $330 - 340\text{ }^{\circ}\text{C}$ in einigen der Bohrungen sind auf die stationäre Berechnung und die daher fehlende, tatsächliche Schneckenrotation zurückzuführen. Die angesprochenen Bohrungen liegen unmittelbar über dem Schneckensteg und werden daher ausschließlich mit sehr stark gescherter und somit stark erhitzter Schmelze durchströmt. Es ist daher weiterhin davon auszugehen, dass die berechneten Temperaturen durch den Einfluss dieser Hotspots insgesamt leicht angehoben werden.

Zusammenfassend bleibt festzuhalten, dass das zuvor erarbeitete Materialmodell mittels der Schneckenzugversuche erfolgreich kalibriert werden kann. Mithilfe der CFD und des kalibrierten Materialmodells lassen sich nun auch die Prozesse im HSST simulieren und analysieren. Die CFD gibt nützliche Informationen, die durch den reinen Schneckenzugversuch nicht gewonnen werden können. So kann durch den o. g. Vektor-Plot die vermutete Rückströmung von Schmelze im Ringspalt bestätigt werden. Auch kann durch den berechneten Druckgradienten die Ursache für die ungleichmäßig verlaufende Schmelzeabfuhr aufgezeigt werden und der Ort des Feststoffaustritts aus der Plastifizierhülse lokalisiert werden. Gegenmaßnahmen und Verbesserungen können nun getroffen werden.

Bezüglich der Simulationsergebnisse ist des Weiteren festzustellen, dass durch die Barrierefunktion der Plastifizierhülse Probleme aufkommen. Die Undurchlässigkeit für Feststoff kann durch dessen Darstellung als hochviskoses Kontinuum mit einem Fluid-Solver nicht gänzlich zufriedenstellend abgebildet werden. Bei der Druckberechnung kommt es so zu unplausiblen Ergebnissen. Die Simulationsergebnisse sind somit vornehmlich qualitativ zu verstehen.

5 Entwicklung eines HSST mit rotierender Schneckenhülse

Durch die umfangreichen Untersuchungen am High-Speed-S-Truder mit statischer Plastifizierhülse sowie durch die Vorarbeiten von Großmann in [Gro11] können umfassende Erkenntnisse über den Aufschmelzverlauf und die Schmelzeströmungen im HSST ermittelt werden. Diverse Problempunkte, deren Behebung für die einwandfreie Funktionalität des S-Truder-Konzeptes zwingend erforderlich ist, sowie deren Ursachen können aufgezeigt werden. Diese sind:

- Unzureichende Schmelzequalität durch nicht plastifizierte Granulatkörner im Extrudat, die im erweichten Zustand die Bohrungen der Plastifizierhülse sowie den Leckspalt über dem Barrieresteg der Förderschnecke überwinden können.
- Hohe Masseströme sind meist nur bei relativ niedrigen Gegendrücken erzielbar. Moderate Masseströme bei gängigen Gegendrücken und sinkende spez. Durchsätze führen hingegen zu einer raschen Erwärmung der Schmelze.
- Ungleichmäßige bzw. späte Abfuhr der Schmelze aus dem Schneckengang in den außen liegenden Ringspalt aufgrund des erzeugten Druckprofils im Schneckengang.
- Einsetzen einer Rückströmung im Ringspalt bedingt durch den aus dem Schneckengang übertragenen Druckgradienten. Die Schmelzeabfuhr wird erheblich behindert.
- Die Geometrie der Plastifizierhülse bietet insbesondere im Bereich der ersten Bohrungsreihen die Möglichkeit zur Ausbildung von Totzonen im Strömungsverlauf (siehe [Gro11]).

Es gilt daher ein Konzept auszuarbeiten, mittels dem den aufgefundenen Problempunkten entgegengewirkt werden kann. Hierbei fällt die Wahl auf den Einsatz einer frei rotierenden Plastifizierhülse mit Schneckensteg in Kombination mit einem dynamischen Mischer. Die folgenden Kapitel 5.1 - 5.4 erläutern den Aufbau der neuen S-Truder-Variante, die Auswirkungen auf den Prozess und die resultierenden Vorteile des Konzepts. Das Konzept wird prototypisch umgesetzt, in Betrieb genommen und in Experimenten bzgl. der Verarbeitung von Standardkunststoffen erprobt. Weitere CFD-Simulationen gewähren Einblicke in die Plastifizierung des neuen Konzepts. Abgeschlossen werden die Untersuchungen durch eine kritische Bewertung der durchgeführten Optimierungsmaßnahmen.

5.1 Aufbau des HSST mit rotierender Schneckenhülse

Zur Korrektur der genannten Problempunkte sowie zur Optimierung des Gesamtprozesses wird der HSST überarbeitet. Der neue Prüfstand zeichnet sich gegenüber dem alten System primär durch eine neu gestaltete Feststoff-Schmelze-Trennung und Homogenisierung aus, die in einer Schnittansicht in Abbildung 5.1 dargestellt ist. Die ursprünglich feststehende

Plastifizierhülse wird durch eine frei rotierende, schwimmend gelagerte Hülse ersetzt. Diese greift das Prinzip der Feststoff-Schmelze-Trennung mittels zahlreicher radialer Bohrungen auf, besitzt jedoch zusätzlich einen Schneckensteg auf ihrer Außenseite und wird über im Inneren wirkende Schleppkräfte, übertragen durch die Schmelze im Schneckengang, angetrieben. Die Plastifizierhülse wird daher im Folgenden als Schneckenhülse bezeichnet. Der Einsatz einer ähnlichen Schneckenhülse wurde bereits in den Patentschriften von Barr [Bar99] diskutiert. Die Patentrechte wurden jedoch zum einen nicht auf die Schneckenhülse erhoben, sondern lediglich auf das spezielle Schneckendesign der Barr 2000 Schnecke (siehe Kapitel 2.3.1). Zum anderen liegen keine Informationen vor, dass das genannte Konzept je in der Praxis erprobt wurde.

Die Schneckenhülse wird aufgrund des lediglich passiven Antriebs Betriebsdrehzahlen annehmen, die deutlich unter denen der Förder- und Plastifizierschnecke vermutet werden. Aufgrund der deutlich geringeren Drehzahl und einer wesentlich größeren vorgesehenen Gangtiefe wird das Material außerhalb der Schneckenhülse in beachtlichem Maße weniger scherbelastet, als im Innern. Zudem soll durch die Rotation der Schneckenhülse, d. h. durch eine aktive Förderung, dem Rückströmen von Schmelze entgegengewirkt und eine bessere, homogenere Abfuhr der Schmelze erzielt werden. Dies dürfte sich positiv auf die erzielbaren Durchsätze auswirken. Weiterhin lässt sich durch die rotierende Schneckenhülse die Bildung von Totzonen ausschließen.

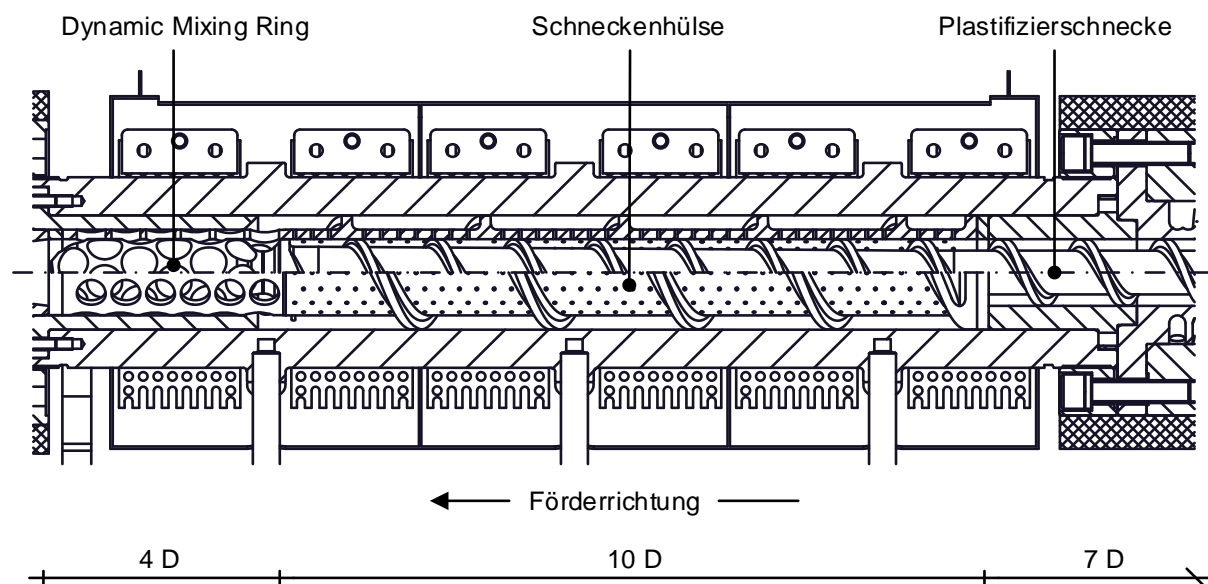


Abbildung 5.1: Plastifizier- und Mischzone des HS-S-Truder mit rotierender Schneckenhülse

Zur Verbesserung der Schmelzehomogenität und zur Vermeidung von nicht aufgeschmolzenem Kunststoff im Extrudat wird ein dynamisches Mischteil, der sogenannte Dynamic Mixing Ring (DMR), der von Semmekrot an der Universität Twente, Niederlande, entwickelt und daher ursprünglich auch als Twente Mixing Ring (TMR) bezeichnet wurde (siehe

[Sem91]), verwendet. Der Mischer setzt sich aus einem mit kalottenförmigen Aussparungen überzogenem Rotor und einer mit Bohrungen versehenen Hülse, die den Rotor umschließt, zusammen. Der Rotor ist Teil der Plastifizierschnecke und wird aktiv angetrieben. Die Hülse wird über Schleppkräfte mitgerissen und ebenfalls in Rotation versetzt. Im HSST ist die Hülse als fester Bestandteil der Schneckenhülse vorgesehen.

Beim Durchströmen des DMR wird der Schmelzestrom vielfach aufgeteilt, umorientiert und umgelagert, wodurch laut [Sem91] ein sehr gutes Misch- und Homogenisierungsergebnis erzielt wird (siehe auch Kapitel 5.5.2). Untersuchungen bezüglich der Eignung des DMR für den Einsatz unter High-Speed-Bedingungen wurden von Gorczyca in [Gor11] durchgeführt. Der Einsatz des DMR wurde dabei als möglich aufgezeigt. Versuche bezüglich der Homogenisierung zeigten hervorragende Ergebnisse. Die Temperaturentwicklung sowie der Druckbedarf erschienen hoch, aber akzeptabel. Die Auswahl des DMR für den Einsatz im HSST mit frei rotierender Schneckenhülse, als Ersatz für den statisch arbeitenden Siebkorbmischer, stützt sich daher auf diesen Ergebnissen von Gorczyca.

Beim neuen HSST mit rotierender Schneckenhülse handelt es sich um eine Anpassung der bestehenden Vorgängervariante. Der grundlegende Aufbau bleibt somit unverändert. Es wird erneut eine 35 mm Förder- und Plastifizierschnecke verwendet, die das Granulat bis zum Erreichen eines Sperrsteges durch die Schneckenhülse fördert. Sie besitzt eine durchgängige Gangsteigung von $1,2 D$, eine Gesamtlänge von rund $21 D$ und wird von dem bereits im Vorgängermodell genutzten, wassergekühlten 75 kW Synchronmotor der Firma Oswald, Typ MF 16.3 WI mit einem Nenndrehmoment von 409 Nm bei einer Nenndrehzahl von 1750 min^{-1} , direkt angetrieben. Plastifiziertes Material wird durch 539 Bohrungen am Grund der Schneckenhülse aus dem Schneckengang abgeführt und durch die Rotation der Hülse weitergefördert. Die Schneckenhülse wird dabei lediglich durch die wirkenden Schleppkräfte angetrieben. Ein zweiter, separater Antrieb bzw. ein Mehr-Motoren-Konzept, wie es z. B. beim KoAx-S-Truder (siehe Kapitel 2.3.2) verwendet wurde, ist somit nicht nötig.

Die Schneckenhülse soll einen Durchmesser von 60 mm besitzen und wird zunächst mit einer Länge von $\sim 6 D$ (bzw. $\sim 10 D$ bezogen auf die 35 mm Plastifizierschnecke) ausgeführt. Ihre Gangsteigung liegt wie die der Plastifizierschnecke bei $1,2 D$. An die vom Barrieresteg abgeschlossene Plastifizierungszone schließt sich unmittelbar der Mischbereich an. Dieser besitzt eine Länge von $4 D$, welche sich aus dem Schneckendurchmesser und einer gängigen Anzahl der Kalottenreihen von 6 ergibt. Für die Einzugszone verbleibt demnach eine Länge von $7 D$. Diese wird auf Grundlage der Ergebnisse von Großmann [Gro11] in Glattrohrausführung gefertigt, wodurch auch auf die Wassertemperierung des Einzugs prinzipiell verzichtet werden kann. Des Weiteren kommt zur Temperierung eine Heiz-Kühl-Kombination (HKK) mit drei Temperierungszonen zum Einsatz, da sich in den Arbeiten von Großmann auch gezeigt hat, dass die Einhaltung gemäßigter Zylinderzonentemperaturen ohne Kühlung nicht

möglich ist. Dies hat sich auch in den eigenen Plastifizierungsversuchen in Kapitel 4.1 bestätigt, wie z. B. die großen Diskrepanzen zwischen SOLL- und IST-Temperaturen in Tabelle 4.1 belegen. Weiterhin kommen ein Heizband im Einzugsbereich und zwei weitere am Drosselwerkzeug zum Einsatz. Insgesamt werden so 6 Temperierzonen definiert, deren IST-Temperaturen kontinuierlich aufgezeichnet werden können. Ferner wird in jeder der drei Zonen der HKK der Druck im Gang der Schneckenhölse gemessen. Ein vierter Druckmesspunkt folgt unmittelbar nach dem DMR bei Eintritt in das Drosselwerkzeug. Hier wird auch die Schmelztemperatur gemessen. Abbildung 5.2 zeigt den neuen HSST.

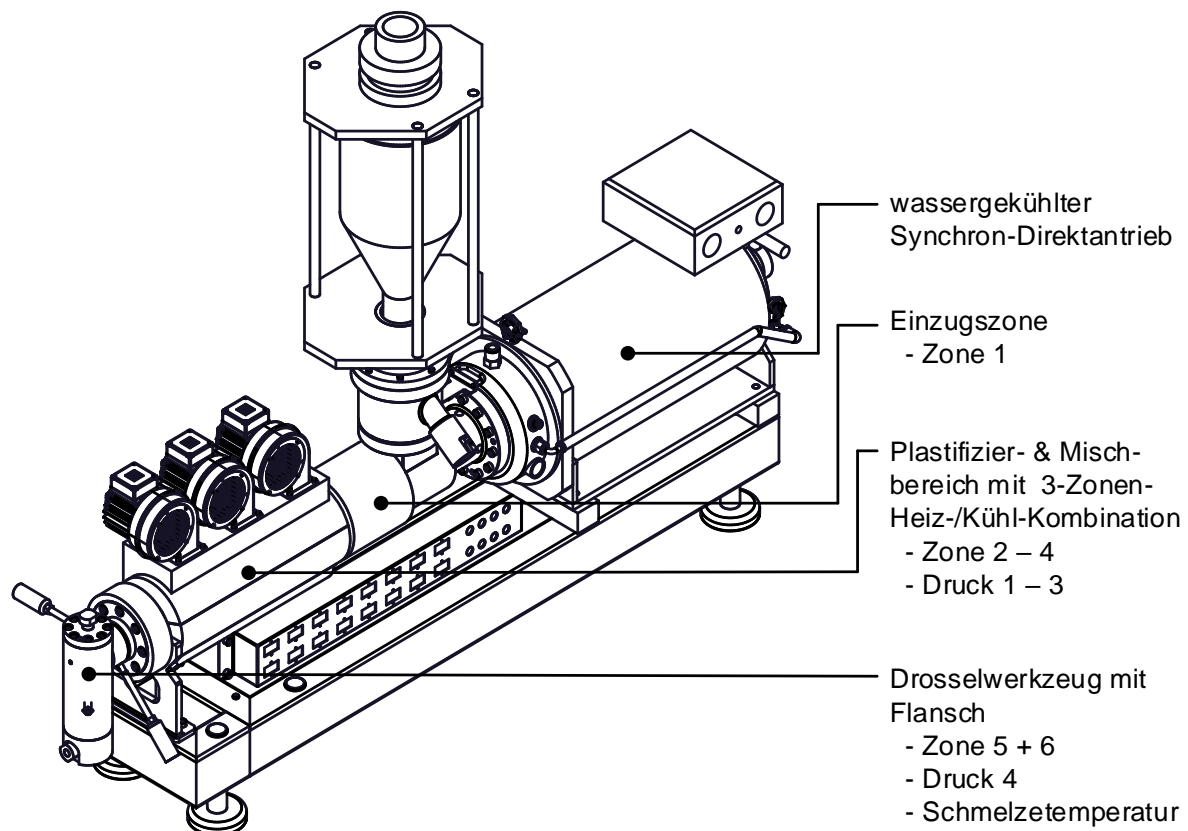


Abbildung 5.2: Aufbau des High-Speed-S-Truder mit rotierender Schneckenhölse

Neben den bereits in Kapitel 2.3.2 aufgeführten generellen Vorteilen des S-Truder-Konzepts werden weitere Vorteile mit dem neuen HSST angestrebt:

- Behebung der aus den Voruntersuchungen bekannten Probleme bzgl. der ineffizienten und ungleichmäßigen Schmelzeabfuhr.
- Durch die Abfuhr der Schmelze aus dem Schneckengang der schnell rotierenden Plastifizierschnecke in den Gang der langsam rotierenden Schneckenhölse wird die Entwicklung eines Schmelzepools weitgehend unterdrückt. Dadurch wird eine hohe Plastifizierleistung aufrechterhalten.

- Die Baugröße des HSST ist im Vergleich zu konventionellen Maschinen geringer, sodass Wärmeverluste reduziert werden.
- Bereits aufgeschmolzenes Material wird keiner unnötig hohen Scherbelastung ausgesetzt. Dadurch wird eine Anhebung der Schneckendrehzahlen möglich.
- Verbesserte thermische und stoffliche Homogenität der Schmelze durch den Einsatz eines dynamischen Mischelements.
- Einfacher Aufbau, der sich nur wenig vom gängigen Extruderaufbau unterscheidet.
- Es ist nur ein Direktantrieb für zwei Schnecken notwendig.
- Steigerung der Energieeffizienz aufgrund des zusätzlichen Freiheitsgrads durch die frei rotierende Schneckenhülle.

5.1.1 Plastifizierschnecken

Das Design der Plastifizierschnecke orientiert sich in seinen Grundzügen am Design der Schnecken des Vorgängermodells. Die Schnecke besitzt einen Nenndurchmesser von 35 mm und eine Gesamtlänge von $21 D$. Innerhalb der Einzugszone ist die Schnecke mit 6 mm Gangtiefe relativ tief geschnitten, um ein möglichst großes Volumen für das einrieselnde Rohmaterial zu bieten und den Grunddurchsatz hoch anzusetzen. Zudem wird die Gangsteigung mit $1,2 D$ ebenfalls hoch angesetzt, um eine zügige Förderung des Granulates in die Plastifizierzone zu bewirken. Auf diese Weise soll der in Kapitel 2.2 vorgestellten Problematik des schnell abnehmenden spezifischen Durchsatzes, der vor allem in der High-Speed-Extrusion auf Maschinen mit kleinem Durchmesser problematisch ist, soweit wie möglich vorgebeugt werden.

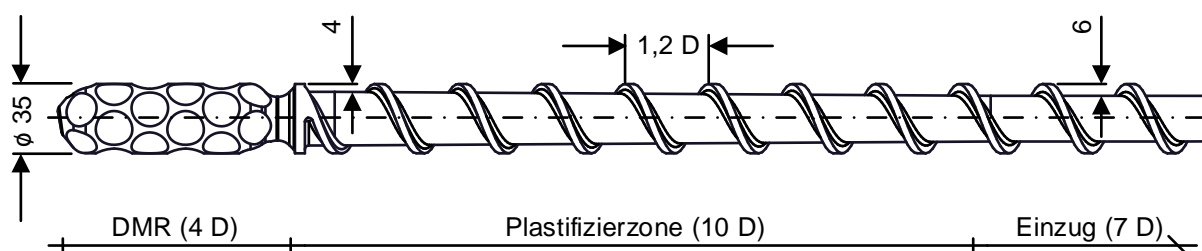


Abbildung 5.3: Referenzschnecke des High-Speed-S-Truder

Die Plastifizierzone wird mit einer Länge von $10 D$ ausgeführt. Die Gangsteigung von $1,2 D$ wird dabei weiterhin verwendet, um die Oberfläche des Schneckensteges gering zu halten, da insbesondere der schmale Leckspalt zwischen Steg und Innenseite der Schneckenhülle aufgrund starker Scherung eine extreme Wärmequelle darstellt. Der Schneckenkanal mündet letztlich in einer Sackgasse, die durch einen Sperrsteg auf der Schnecke erzeugt wird. Hier wird das Material aufgestaut und zum Austritt in den außen liegenden Gang der Schneckenhülle gezwungen. Dies wird zusätzlich durch eine kontinuierliche Abnahme der

Gangtiefe unterstützt, deren Einfluss anhand dreier Schneckenvarianten getestet wird. Die Referenzschnecke (Abbildung 5.3) reduziert die anfängliche Gangtiefe von 6 mm auf 4 mm, wobei die komplette Länge der Plastifizierungszone ausgenutzt wird. Eine zweite Variante verringert die Gangtiefe in gleicher Weise auf 2 mm, um die Auswirkungen auf eine möglicherweise bessere Schmelzeabfuhr zu überprüfen. Dem gleichen Zweck dient eine dritte Variante, die eine recht abrupt ablaufende Gangtiefenreduzierung auf 4 mm aufweist, die noch vor Eintritt in die Schneckenhölse abgeschlossen wird. Innerhalb der Schneckenhölse verbleibt die Gangtiefe dann konstant.

5.1.2 Schneckenhölse

Durch den sich im Schneckengang aufbauenden Druck wird die Schneckenhölse mechanisch hoch belastet und muss entsprechend sorgfältig ausgelegt werden. Hierzu werden in Anlehnung an das Vorgehen von Kaczmarek [Kac04] die aus dem Rohrleitungsbau bekannten Rechenvorschriften für Hohlzylinder genutzt [Bög12, MH13, SM97].

Aufgrund des geringeren Schneckendurchmessers von 35 mm und der vermuteten Wanddicke von einigen Millimetern muss die Berechnung für einen dickwandigen Hohlzylinder erfolgen. Die Spannungen in Radial- und Umfangsrichtung lassen sich mit den Gleichungen 5.1 und 5.2 ermitteln. Hierin bezeichnen r , r_i und r_a den betrachteten Radius, den Innenradius und den Außenradius des Hohlzylinders sowie p_i und p_a die innen und außen anliegenden Drücke.

$$\sigma_r(r) = \frac{r_i^2}{r_a^2 - r_i^2} * \left[p_i * \left(1 - \frac{r_a^2}{r^2} \right) + p_a * \frac{r_a^2}{r_i^2} * \left(-1 + \frac{r_i^2}{r^2} \right) \right] \quad 5.1$$

$$\sigma_u(r) = \frac{r_i^2}{r_a^2 - r_i^2} * \left[p_i * \left(1 + \frac{r_a^2}{r^2} \right) - p_a * \frac{r_a^2}{r_i^2} * \left(1 + \frac{r_i^2}{r^2} \right) \right] \quad 5.2$$

Zur Auslegung der Schneckenhölse wird ein im Inneren wirkender maximaler Überdruck p_i von 500 bar unterstellt. Der Außendruck p_a wird hierzu zu 0 bar definiert. Der Innenradius $r_i = 17,5 \text{ mm}$ ist durch den gewählten Nenndurchmesser der Plastifizierschnecke bereits vorgegeben. Des Weiteren treten bei einem durch Innendruck belasteten Hohlzylinder die größten und somit relevanten Spannungen immer an der Innenseite, d. h. für $r = r_i$, auf [MH13]. Die obigen Gleichungen vereinfachen sich entsprechend zu

$$\sigma_r = -p_i \quad 5.3$$

$$\sigma_u = p_i * \frac{r_a^2 + r_i^2}{r_a^2 - r_i^2} \quad 5.4$$

Die so zu berechnenden Spannungen können anschließend unter Zuhilfenahme der Schubspannungshypothese 5.5 in eine Vergleichsspannung überführt werden, die letztlich unter Verwendung eines Sicherheitsfaktor $S = 2$ mit der zulässigen, materialabhängigen Spannung σ_{zul} (Gleichung 5.6) ins Verhältnis gesetzt wird. Durch Variation des Außenradius r_a wird nun die kleinste Wanddicke gesucht, bei der die Vergleichsspannung die zulässige Spannung nicht überschreitet.

$$\sigma_v = \sigma_u - \sigma_r \quad 5.5$$

$$\sigma_{zul} = R_e / S \quad 5.6$$

Für die Schneckenhülse wird der im Extruderbau häufig eingesetzte Nitrierstahl 34CrAlNi7 (1.8550) ausgewählt, dessen Streckgrenze 650 N/mm^2 beträgt. Hiermit lässt sich die minimale Wanddicke eines massiven Zylinders zu $3,5 \text{ mm}$ beziffern. Die Stabilität der Schneckenhülse wird jedoch durch die zur Schmelzeabfuhr notwendigen Bohrungen geschwächt. Diese sollen einen Durchmesser von $1,5 \text{ mm}$ besitzen, um das Granulat im Inneren zurückzuhalten, andererseits aber Schmelze mit möglichst geringem Druckverlust passieren zu lassen. Da sich das in den Vorgängervarianten genutzte, recht aufwendig gestaltete Bohrungsdesign mit einer Aufweitung der Bohrungen von $1,5 \text{ mm}$ auf $3,5 \text{ mm}$ bzgl. des Druckverbrauchs als nicht zwingend notwendig erwiesen hat und zudem das passieren von erweichtem Granulat erleichtert, wird hierauf verzichtet und die Bohrungen als schlichte Durchgangsbohrungen ausgeführt.

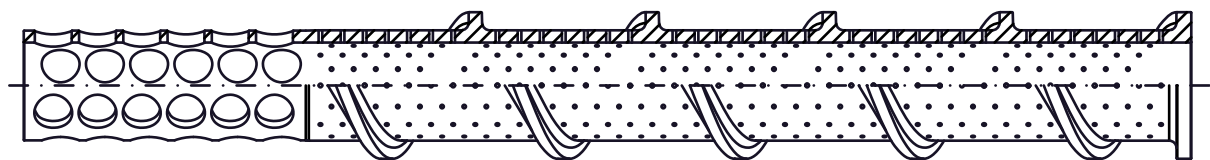


Abbildung 5.4: Schneckenhülse des High-Speed-S-Truder

Grundvoraussetzung für eine homogene Schmelzeabfuhr ist eine feinmaschige, gleichmäßige Struktur der Bohrungen über der gesamten Hülslenlänge. Mit einer einheitlichen Rautenanordnung lässt sich dieses Kriterium sehr gut erfüllen, wie durch Abbildung 5.4 verdeutlicht wird. Es sind insgesamt 77 Bohrungsreihen in Achsrichtung, die in regelmäßiger Abfolge durch den Schneckensteg unterbrochen werden, mit je 8 in Umfangsrichtung

verteilten Bohrungen vorgesehen, wodurch zusätzlich zur Rautenanordnung auch eine konstante Anzahl von 7 Bohrungen über der axialen Kanalbreite an jeder beliebigen Stelle des Schneckenganges gewährleistet wird. Die Gesamtanzahl der Bohrungen beträgt 539.

Mit dem nun bekannten Bohrungsmuster ist ein Verschwächungsbeiwert ermittelbar, der vom Bohrungsdurchmesser sowie den Abständen der Bohrungen in Axial- und Umfangsrichtung abhängig ist. Dieser lässt sich u. a. aus Diagrammen (siehe z. B. [SM97]) ablesen und wird für die Schneckenhülse zu 0,8 bestimmt. Die notwendige Wanddicke erhöht sich somit von 3,5 mm auf $3,5 \text{ mm} / 0,8 = 4,375 \text{ mm}$. Zur Berücksichtigung herstellungsbedingter Ungenauigkeiten wird üblicherweise ein weiterer Zuschlag aufaddiert. Die endgültige Wanddicke der Schneckenhülse wird daher auf 5 mm festgelegt. Die Gangtiefe der Schneckenhülse beläuft sich somit auf 7,5 mm und wird als konstant definiert. Diese recht große Gangtiefe für einen ausschließlich mit Schmelze gefüllten Schneckengang, in Kombination mit einer niedrigen Drehzahl der Schneckenhülse, gewährleistet eine geringe Materialbelastung während der Schmelzeförderung.

Bestimmung der Drehzahl der frei rotierenden Schneckenhülse

Ein entscheidender Punkt für die Funktionsfähigkeit des neuen HSST ist die Rotationsgeschwindigkeit der Schneckenhülse. Kann sie durch die wirkenden Schleppkräfte nicht ausreichend in Bewegung versetzt werden, so ist die Förderwirkung der Hülse zu gering. Rotiert sie jedoch zu schnell, nimmt die Relativedrehzahl zwischen der Plastifizierschnecke und der Schneckenhülse derart stark ab, dass die Plastifizierleistung enorm sinkt und der Prozess u. U. sogar zum Erliegen kommt.

Dank der Unterstützung durch die ETA Kunststofftechnologie GmbH, Troisdorf, können vorab Rechnungen mit der Simulationssoftware REX (Rechnergestützte Extruderauslegung), entwickelt an der Universität Paderborn, durchgeführt werden. Mittels derer Ergebnisse werden die sich einstellenden Schneckenhülsendrehzahlen für variierende Drehzahlen der Plastifizierschnecke sowie für die Verarbeitung wechselnder Materialien abgeschätzt. Die Extrusion mittels der zuvor vorgestellten Referenz-Schnecke (ohne Berücksichtigung der Mischzone) wird hierzu mittels REX analysiert. Der Fokus liegt dabei auf der Vorhersage der Massedurchsätze sowie der Drehmoment- und Druckverläufe für steigende (relative) Schneckendrehzahlen. Die Software gliedert die Schnecke in eine endliche Anzahl von Abschnitten konstanter Geometrie, die vorwiegend mit analytischen Gleichungen berechnet werden. Dies erlaubt es, das jeweils berechnete Antriebsmoment den einzelnen Schneckenabschnitten anteilig zuzuordnen, sodass auf das auf die Schneckenhülse übertragene Antriebsmoment durch Kumulation der beteiligten Abschnitte geschlossen werden kann.

Anschließend wird das im Gang der Schneckenhülse aufkommende Bremsmoment ermittelt. Hierzu werden auch für die Schneckenhülse REX-Rechnungen durchgeführt. Zur Berück-

sichtigung der kontinuierlichen Schmelzeaufnahme aus den Bohrungen wird die Schneckenhülse in 6 identische Abschnitte von je $1 D$ Länge (bezogen auf 60 mm Schneckenhülse-durchmesser) gegliedert, die separat betrachtet werden. Der erste Abschnitt wird mit $1/6$ des zuvor für die Plastifizierschnecke kalkulierten Massedurchsatzes gespeist, der zweite Abschnitt mit $2/6$ usw. Es wird somit eine ideale, gleichmäßig verlaufende Schmelzezufuhr über der Länge der Schneckenhülse unterstellt.

Für jeden Abschnitt kann so das zur Aufrechterhaltung der Rotation notwendige Drehmoment und durch Summation aller sechs Abschnitte das benötigte Gesamt-Drehmoment bestimmt werden. Dieses Drehmoment muss durch die im Inneren übertragenen, antreibenden Schubspannungen kontinuierlich aufgebracht werden und wird daher als außen wirkendes Bremsmoment betrachtet. Es ist letztlich iterativ nach der Drehzahl der Schneckenhülse zu suchen, bei der sich das innere Antriebs- und das äußere Bremsmoment im Einklang befinden. Für diese Drehzahl liegt ein konstanter Betriebspunkt vor. Das beschriebene Vorgehen wird für einen Drehzahlbereich bis hin zu 2.000 min^{-1} für die Materialien PE-LD, PP und PS angewendet. Abbildung 5.5 zeigt die ermittelten Drehzahlen der Schneckenhülse, aufgetragen über der absoluten Drehzahl der Plastifizierschnecke. Die zugehörigen Datensätze sind in Tabelle 5.1 aufgeführt.

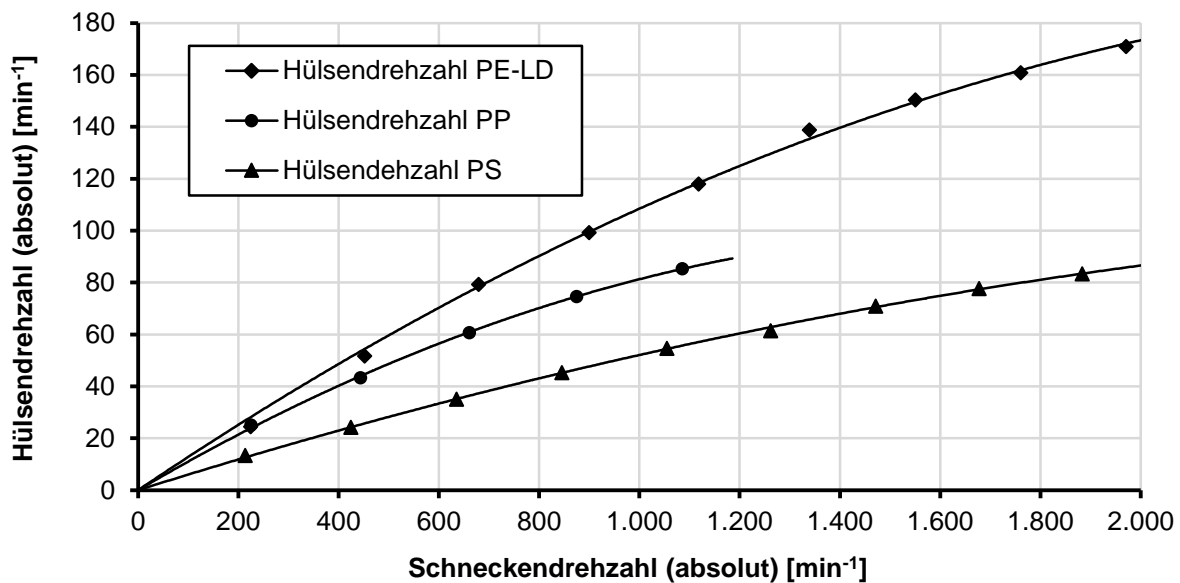


Abbildung 5.5: Abschätzung der Schneckenhülsendrehzahl mit REX für PE-LD, PP und PS

Es zeigt sich die zu erwartende, ausgeprägte Abhängigkeit des Drehzahlverhältnisses vom zu verarbeitenden Material. Für PE-LD ergeben sich die größten Drehzahlen der Schneckenhülse. Diese liegen anfänglich bei etwa 11 % der Absolut-Drehzahl der Plastifizierschnecke und fallen mit steigender Rotationsgeschwindigkeit nur leicht auf ca. 9 % ab. Für das PP zeigen sich zunächst ähnliche Drehzahlen, allerdings nimmt das Drehzahlverhältnis hier

deutlich schneller ab. Im Falle des PS ergibt sich ein annähernd linearer Kurvenverlauf, d. h. das Drehzahlverhältnis verbleibt fast konstant bei ungefähr 5 %.

Tabelle 5.1: Abschätzung der Schneckenhülsendrehzahl mit REX für PE-LD, PP und PS

PE-LD									
Schneckendrehzahl (abs.) [min^{-1}]	224	452	679	899	1.118	1.339	1.550	1.761	1.971
Schneckendrehzahl (rel.) [min^{-1}]	200	400	600	800	1.000	1.200	1.400	1.600	1.800
Hülsendrehzahl (abs.) [min^{-1}]	24	52	79	99	118	139	150	161	171
Hülsendrehzahl (rel.) [%]	11	11	12	11	11	10	10	9	9
Druckaufbau Schneckenhülse [bar]	44	66	77	82	85	86	85	84	82
PP									
Schneckendrehzahl (abs.) [min^{-1}]	225	443	661	875	1.085				
Schneckendrehzahl (rel.) [min^{-1}]	200	400	600	800	1.000				
Hülsendrehzahl (abs.) [min^{-1}]	25	43	61	75	85				
Hülsendrehzahl (rel.) [%]	11	10	9	9	8				
Druckaufbau Schneckenhülse [bar]	56	65	63	63	65				
PS									
Schneckendrehzahl (abs.) [min^{-1}]	213	424	635	845	1.055	1.262	1.471	1.678	1.883
Schneckendrehzahl (rel.) [min^{-1}]	200	400	600	800	1.000	1.200	1.400	1.600	1.800
Hülsendrehzahl (abs.) [min^{-1}]	13	24	35	45	55	62	71	78	83
Hülsendrehzahl (rel.) [%]	6	6	6	5	5	5	5	5	4
Druckaufbau Schneckenhülse [bar]	9	7	7	8	8	6	9	10	10

Es bleibt festzustellen, dass die Drehzahlen in allen betrachteten Konstellationen vielversprechende Verhältnisse zeigen. Die Drehzahlen der Schneckenhülse verbleiben auf einem stets niedrigeren Niveau, das aber immer ausreichend erscheint, um eine Förderung der Schmelze zu bewirken. Dies wird durch den immer positiven Druckaufbau in Tabelle 5.1 verdeutlicht. Gleichzeitig wird die Plastifizierleistung des HSST kaum beeinträchtigt, da die relativen Drehzahlen der Plastifizierschnecke nur geringfügig unter den Absolut-Werten liegen. Eine Validierung dieser Abschätzung kann aber letztlich nur durch Messungen im laufenden Betrieb des HSST erfolgen.

Neben der Drehzahl ist auch die Drehrichtung der Schneckenhülse ein entscheidender Faktor bzgl. der Funktionsfähigkeit der Schmelzeabfuhr. Bedingt durch die Druckkopplung zwischen Plastifizierschnecke und Schneckenhülse kann nicht zwangsläufig davon ausgegangen werden, dass die Schleppkräfte stets ausreichen, um die Schneckenhülse mit der Plastifizierschnecke mitzureißen. Es ist durchaus auch denkbar, dass der im Inneren aufgebaute Druckgradient, der über die Bohrungen auf den äußeren Schneckengang übertragen wird und dort auf den Schneckensteg der Hülse wirkt, zu einer Drehbewegung führt, die der

Bewegung der Plastifizierschnecke entgegengerichtet ist und somit eine aktive Rückförderung bewirkt. Auch dies lässt sich nur durch experimentelle Messungen feststellen.

5.2 Detektierung der Schneckenhülsendrehzahl

Im Rahmen der Inbetriebnahme des HSST mit rotierender Schneckenhülse wird ein Messsystem zur Detektion der Hülsendrehzahl und -drehrichtung mittels Auswertung eines hochfrequent aufgezeichneten Drucksignals eingerichtet, um die vorausgegangenen Überlegungen bzgl. der sich einstellenden Rotation der Schneckenhülse überprüfen zu können.

Bezüglich des über einer Schneckenumdrehung aufgenommenen Druckprofils ist bekannt, dass, ausgehend von der passiven Flanke des Schneckenstegs, ein kontinuierlicher Druckanstieg über den Schneckengang bis hin zur aktiven Flanke erfolgt. Über dem Steg fällt der Druck dann wieder rapide auf sein ursprüngliches Niveau ab. Dieses Druckprofil wiederholt sich mit jeder Schneckenumdrehung und es kommt zu dem in Abbildung 5.6 idealisiert dargestellten Sägezahn-Verlauf [APS09, MM59, PS+08].

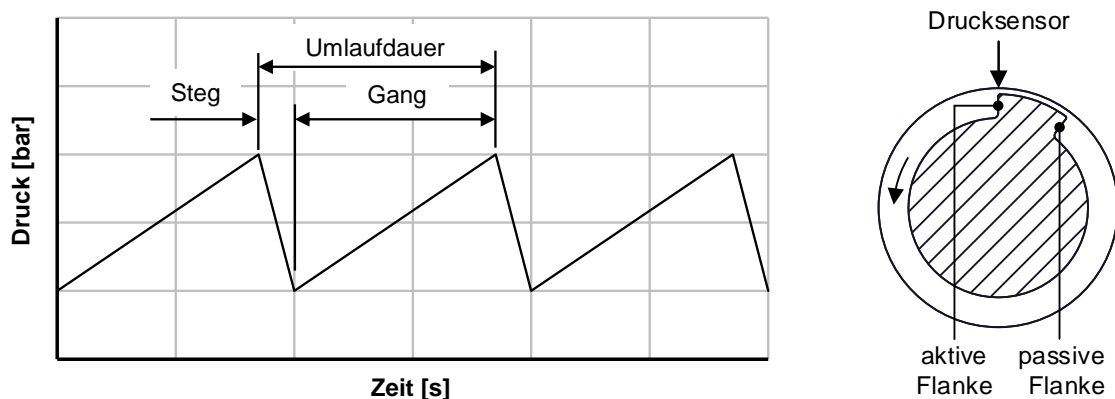


Abbildung 5.6: Prinzipskizze des Sägezahn-Druckprofils pro Schneckenumdrehung über der Zeit

Zur Ermittlung der Drehzahl der Schneckenhülse kann das Ausgangssignal eines der über der Schneckenhülse montierten DMS-Drucksensoren hochfrequent abgegriffen, mittels eines Messverstärkers verstärkt und über einen A/D-Wandler an einen Messrechner übergeben werden. Dieses Signal kann nun digital ausgewertet werden. Hierzu wird die Software LabView 2010 der Firma National Instruments genutzt. Das eingehende Drucksignal wird geglättet und über eine vom Benutzer vorzugebende Zeitspanne aufgetragen. Mithilfe der von der Software bereitgestellten Analyse-Funktionen werden die Minima und Maxima des Druckprofils bestimmt und die zeitlichen Abstände je zweier benachbarter Minima bzw. zweier Maxima berechnet (Abbildung 5.7). Der mittlere zeitliche Abstand zweier Extrema entspricht dann bei Einhaltung eines konstanten Betriebspunktes der mittleren gemessenen Umlaufdauer der Schneckenhülse. Diese lässt sich in die gesuchte Drehzahl der Schneckenhülse umrechnen.

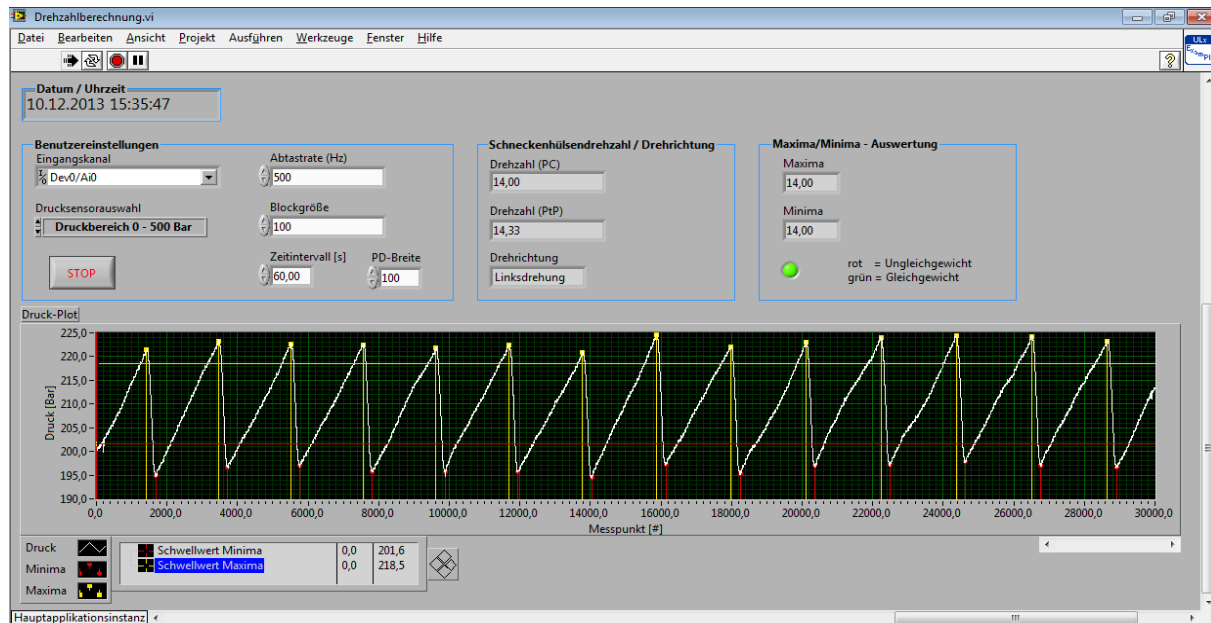


Abbildung 5.7: Auswertung des Sägezahn-Druckprofils in LabView2010

Weiterhin lässt sich die Drehrichtung der Schneckenhölse anhand der Orientierung des Sägezahn-Profils überprüfen. Zeigt das gemessene Profil einen langsamen Druckanstieg, gefolgt von einem rapiden Druckabfall, so lässt sich anhand Abbildung 5.6 schlussfolgern, dass die Drehrichtung passend zur Orientierung des Schneckenstegs ist, d. h. im Falle der Schneckenhölse, dass es sich um eine Linksdrehung handelt. Kehrt sich das Profil hingegen um, so bedeutet dies, dass die Hölse, aufgrund des durch die Bohrungen wirkenden Druckgradienten, entgegen ihrer vorgesehenen Drehrichtung rotiert. Zur automatischen Überprüfung der Drehrichtung vergleicht die Software die zeitlichen Abstände eines Maximums mit den umliegenden Minima. Ist die benötigte Zeitspanne des Druckanstiegs größer als das Intervall für den Druckabfall, so rotiert die Schneckenhölse korrekt.

5.3 Plastifizierungsversuche am HSST mit rotierender Schneckenhölse

In umfangreichen Versuchsreihen wird der HSST mit der Verarbeitung der Standardkunststoffe PE-LD, PE-LLD, PP und PS getestet. Dabei stehen zunächst die maximal erreichbaren Schneckendrehzahlen sowie die zugehörigen Durchsätze bei Verwendung des in Kapitel 4.1 vorgestellten Drosselwerkzeuges im Vordergrund. Die Einstellung des Drosselwiderstandes bleibt weiterhin stets unverändert, um eine direkte Vergleichbarkeit der Ergebnisse untereinander sowie mit den Ergebnissen zum HSST mit statischer Plastifizierhölse aus Kapitel 4.1 zu gewährleisten. Weiterhin werden in allen Versuchen vergleichbare Betriebspunkte unter einer schrittweise erfolgenden Drehzahlerhöhung mit einer Schrittweite von 200 min^{-1} angefahren, wobei die zulässigen Verarbeitungstemperaturen der Materialien vollständig ausgereizt werden. Diese werden aus den von den Herstellern bereitgestellten Datenblättern entnommen und mit einer Toleranz von $\pm 10 \text{ K}$ versehen. Als Kriterium für

einen konstanten Betriebspunkt werden, wie schon bei den vorhergehenden praktischen Versuchen, erneut eine konstante Schmelztemperatur sowie ein gleichbleibendes Antriebsdrehmoment herangezogen.

Im ersten Experiment werden die in Kapitel 5.1.1 vorgestellten Schneckengeometrien bzgl. der Auswirkungen unterschiedlicher Gangtiefenprofile auf die Materialverarbeitung untersucht. Es wird jeweils die Referenzschnecke (Ref.) mit einer der beiden anderen Schnecken (6-2; 6-4) verglichen. Die jeweiligen Randbedingungen werden für alle Schnecken stets identisch gehalten, d. h. es werden vom zu verarbeitenden Material abhängige, gleichbleibende Zylindertemperatureinstellungen gewählt und gleiche Schneckendrehzahlen bei konstanter Einstellung des Drosselwerkzeuges angefahren. So ist gewährleistet, dass etwaige Unterschiede im Verarbeitungsverhalten ausschließlich auf die Geometrie der Schnecken zurückzuführen sind. Anschließend erfolgen Untersuchungen bzgl. der Auswirkungen einer Materialvorwärmung sowie der erzielten Schmelzequalität.

Der Fokus der Versuchsauswertung liegt auf dem Vergleich der (spez.) Durchsätze und Massetemperaturen unter Berücksichtigung der auftretenden Gegendrücke. Die Schmelztemperaturen werden mittels herkömmlicher Messsensoren als kalorisch gemittelte Werte unmittelbar vor dem Eintritt in das Drosselwerkzeug (siehe Abbildung 5.2) detektiert. Auch der Gegendruck wird an dieser Stelle aufgenommen. Sämtliche Extrudereinstellungen und alle aufgezeichneten Prozessdaten können in den Versuchsprotokollen in Anhang A.4 eingesehen werden. Auf die dort hinterlegten Resultate wird im Folgenden bei Bedarf mit entsprechendem Hinweis zurückgegriffen.

Auswirkungen des Gangtiefenprofils

Begonnen wird mit den beiden PE-LD-Typen Lupolen 2420 F und Lupolen 2420 D. Diese werden mit der Referenzschnecke und der Schnecke mit geringer End-Gangtiefe (6-2) verarbeitet. Dabei lässt sich für das Lupolen 2420 F eine maximale Schneckendrehzahl von 800 min^{-1} bei einem Durchsatz von 115 kg/h ermitteln. Wird der zuvor definierte Toleranzbereich von $\pm 10^\circ\text{C}$ voll ausgeschöpft, so kann sogar ein Durchsatz von 133 kg/h bei einer Drehzahl von 1.000 min^{-1} erzielt werden. Die sich einstellenden Gegendrücke nehmen mit ca. 130 bar ein gemäßigtes, konstant bleibendes Niveau an (Abbildung 5.8).

Mit dem höherviskosen Material Lupolen 2420 D kann die Drehzahl maximal auf 600 min^{-1} gesteigert werden. Der Durchsatz liegt hier bei 100 kg/h , der Gegendruck beträgt etwa 155 bar (Abbildung 5.9).

Des Weiteren zeigen die nachfolgenden Diagramme, dass die Schmelztemperaturen mit der Schneckendrehzahl rasch ansteigen. Bei weiterer Drehzahlsteigerung werden die maximalen Verarbeitungstemperaturen von je 220°C ($\pm 10 \text{ K}$) für beide Materialien daher bereits deutlich überschritten. Als Ursache hierfür, ist die bereits im Vorfeld zu erwartende

Abnahme des spez. Durchsatzes mit steigender Drehzahl zu nennen. Die anfänglich hohen Werte von maximal $0,24 \text{ (kg/h)/min}^{-1}$ fallen schnell auf bis zu $0,16 \text{ (kg/h)/min}^{-1}$ ab, was Einbußen von ca. 25 – 35 % entspricht. Diese recht starke Ausprägung ist auf die große betrachtete Drehzahlspanne sowie den geringen Schneckendurchmesser von 35 mm zurückzuführen.

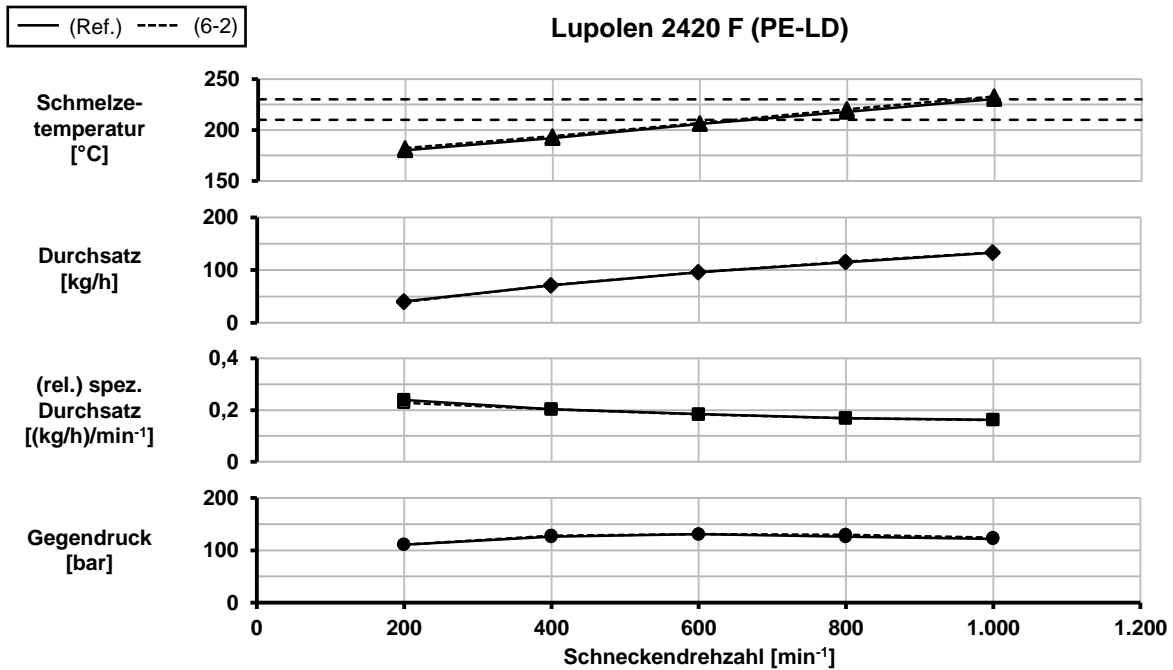


Abbildung 5.8: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-2 für Lupolen 2420 F (PE-LD)

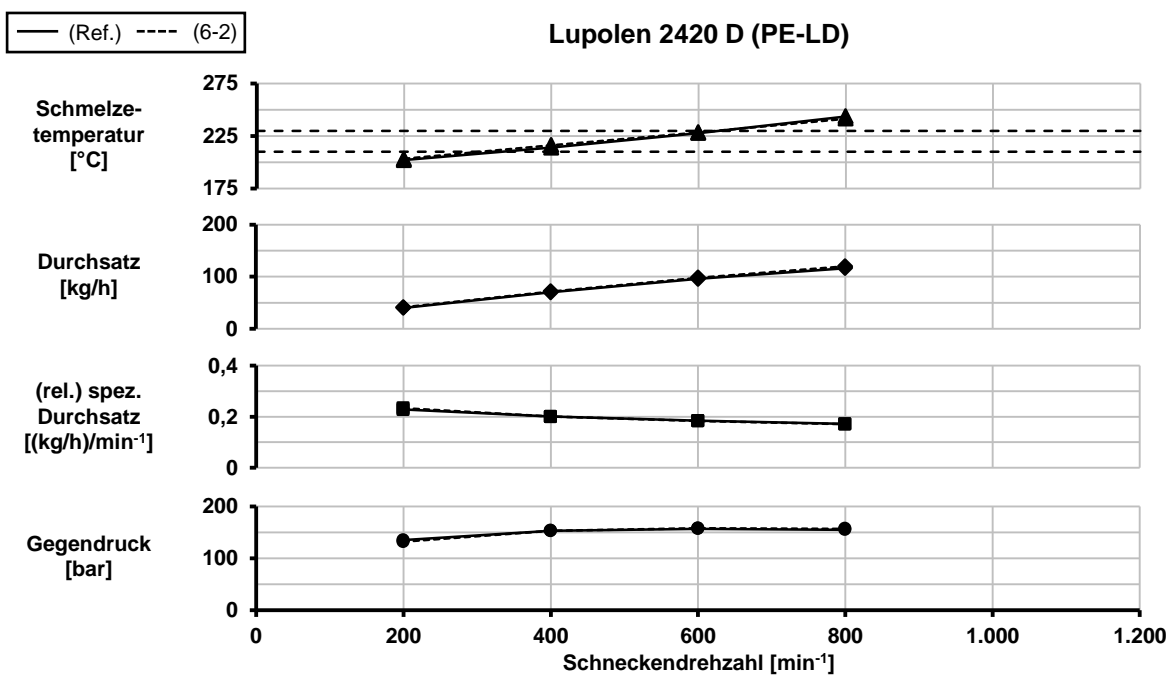


Abbildung 5.9: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-2 für Lupolen 2420 D (PE-LD)

Wie den Versuchsprotokollen in Anhang A.4 zu entnehmen ist, können die Drehzahlen der Schneckenhülse mittels der zuvor vorgestellten Messmethodik auf etwa 10 – 15 % der Schneckendrehzahl beziffert werden. Die Drehzahlmessungen zeigen somit eine sehr zufriedenstellende Übereinstimmung mit den vorherigen Abschätzungen. Auch lässt sich eine unerwünschte Drehrichtung der Schneckenhülse ausschließen.

Des Weiteren lässt sich aus den Protokollen ablesen, dass die vorgegebenen Zylindertemperaturen in den ersten beiden Temperierzonen der 3-Zonen-HKK nicht gehalten werden können. Die SOLL-Temperaturen werden mit steigender Schneckendrehzahl drastisch um bis zu 70 K überschritten. Alle weiteren Zonentemperaturen des HSST werden hingegen weitgehend eingehalten. Hierauf wird im nachfolgenden Kapitel 5.4 noch einmal genauer eingegangen.

Besonders auffällig ist aber, dass die Ergebnisse für beide Materialien keinen Einfluss der Gangtiefenprofile zeigen. Die Kurvenverläufe beider Schnecken sind für beide Materialien jeweils nahezu identisch. Eine mögliche Erklärung ist, dass die Gangtiefenabnahme für beide Schnecken über einen relativ langen Schneckenabschnitt von $10 D$ (bezogen auf 35 mm Schneckendurchmesser) verläuft. Die geometrischen Unterschiede fallen daher sehr gering aus. Scheinbar stimmen damit auch die Aufschmelzverläufe bzw. Plastifizierungsleistungen ebenfalls weitgehend überein. Der Prozess wird daher nur geringfügig von den Gangtiefenunterschieden beeinflusst. Der vermutete positive Einfluss auf die Schmelzeabfuhr durch eine stärkere Kompression bleibt aus.

Eine weitere Schneckenvariante (6-4) verringert die Gangtiefe bereits vor Beginn der Schneckenhülse von 6 mm auf 4 mm. Innerhalb der Hülse verbleibt sie konstant. Mittels dieser Geometrie sollte das vollständige Kompaktieren des Feststoffbetts vor Eintritt in die Schneckenhülse gefördert werden. Wie die nachfolgenden Beispiele zeigen, sind die Auswirkungen aber stark vom verarbeiteten Material abhängig. So verringert sich etwa der für das PE-LD Lupolen 2420 D ermittelte Durchsatz bei einer Drehzahl von 600 min^{-1} im Vergleich zur Verarbeitung mit der Referenz-Schnecke (Ref.) deutlich um fast 15 %. Das Förderverhalten des HSST wird durch die rapide verlaufende Gangtiefenreduzierung beeinträchtigt. Durch den geringeren spezifischen Durchsatz steigt die Schmelzetemperatur schneller an, sodass mit einer Temperatur von 237°C die zuvor definierte Toleranz bereits nicht mehr eingehalten werden kann (Abbildung 5.10).

Ähnliche Auswirkungen sind auch für das PS 165 N zu beobachten (Abbildung 5.11). Ebenso wie beim PE-LD wirkt sich die rasche Änderung der Gangtiefe nachteilig auf die Durchsätze aus. Zwar lassen sich mit beiden Schnecken Drehzahlen von bis zu 1.000 min^{-1} erreichen, ehe die tolerierte Maximaltemperatur des Materials von 240°C ($\pm 10 \text{ K}$) über-

schritten wird, jedoch nimmt der Referenzdurchsatz von 126 kg/h um 16 % auf 106 kg/h ab. Überraschenderweise verlaufen die Temperaturkurven dennoch identisch.

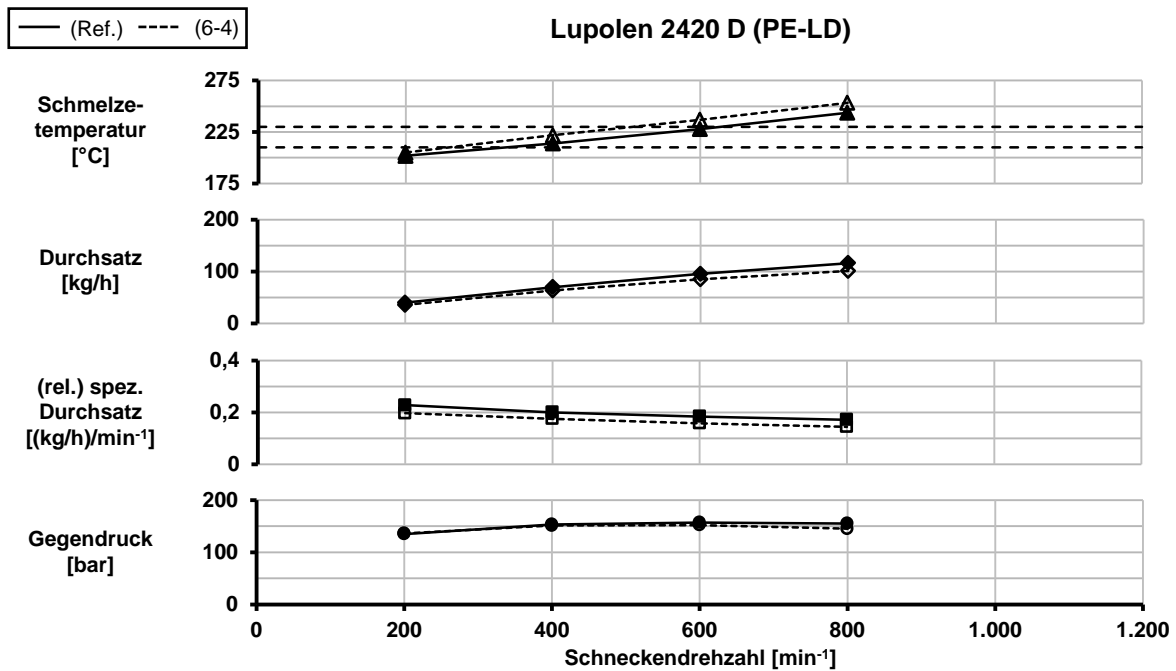


Abbildung 5.10: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-4 für Lupolen 2420 D (PE-LD)

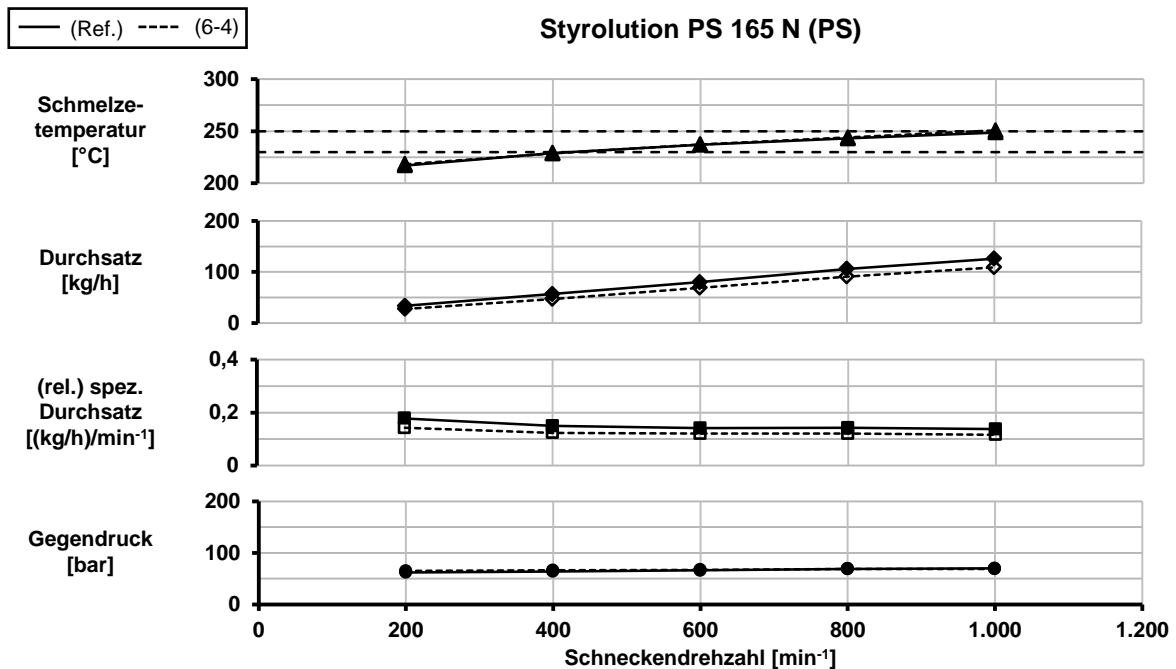


Abbildung 5.11: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-4 für PS 165 N (PS)

Ein gänzlich anderes Ergebnis ergibt sich hingegen für die Versuche mit dem PE-LLD Dowlex NG 5056 G. Bei diesem Material führt die zügige Kompression des Feststoffs zu einem besseren Aufschmelzverhalten. Der Wechsel von der Referenzschnecke zu Schnecke

6-4 bewirkt eine Steigerung des erzielbaren Durchsatzes um ca. 10 % von ursprünglich 104 kg/h auf 114 kg/h bei einer jeweiligen Schneckendrehzahl von 600 min^{-1} . Erst durch den Wechsel weg von der Referenzschnecke lässt sich auch die Schmelztemperatur von 258°C auf 250°C senken, sodass die tolerierte Maximaltemperatur noch soeben eingehalten wird. Es muss jedoch an dieser Stelle auch darauf hingewiesen werden, dass die Zylindertemperatureinstellungen bei diesen Versuchen nicht für alle Drehzahlen identisch eingestellt werden konnten. Aufgrund des steigenden Drehmomentbedarfs mit zunehmender Schneckendrehzahl bzw. anwachsendem Durchsatz stößt der Antrieb des HSST bei der Verarbeitung des PE-LLD schnell an seine Grenzen. Um den Motor zu entlasten, ist daher bei Bedarf eine Anpassung der Zylindertemperaturen zweckmäßig. Eine direkte Vergleichbarkeit der beiden Schnecken geometrien anhand der PE-LLD-Verarbeitung ist jedoch nur noch eingeschränkt möglich.

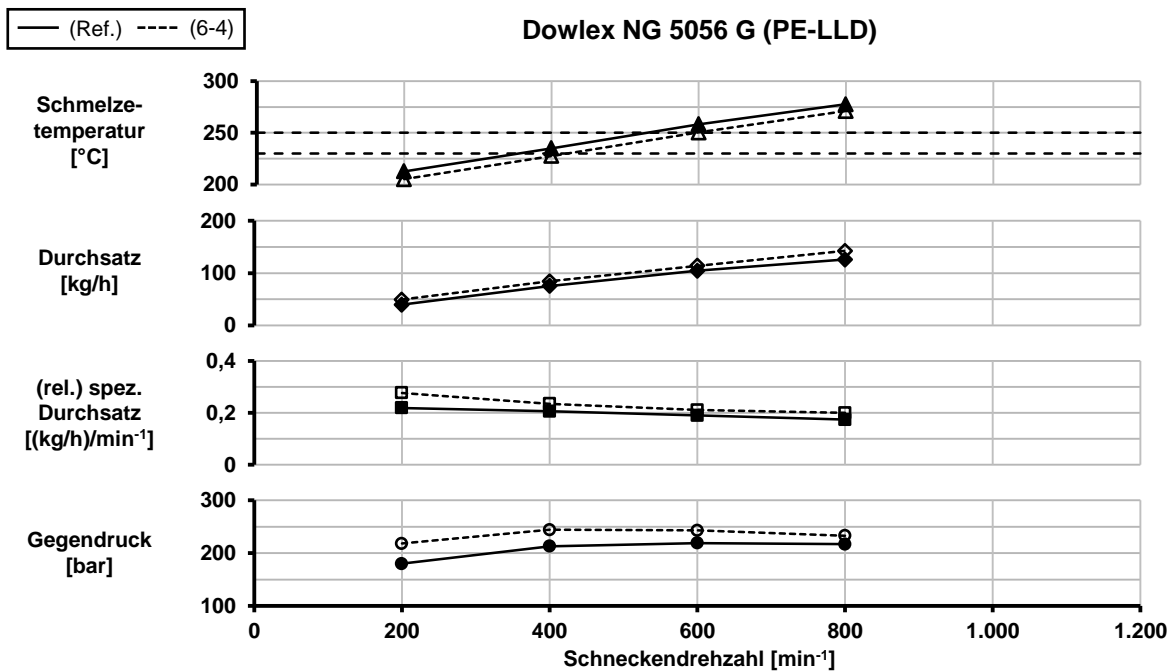


Abbildung 5.12: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-4 für Dowlex NG 5056G (PE-LLD)

Es bleibt festzuhalten, dass die Gangtiefenänderung innerhalb der Schneckenhülse nur einen vernachlässigbaren Einfluss auf die Plastifizierung im HSST hat. Eine verbesserte Kompaktierung des Feststoffbettes ist prinzipiell als positiv anzusehen. Hierfür ist jedoch ein ausreichend langer Schneckenabschnitt vorzusehen, um eine Behinderung des Materialeinzugs und der Förderung, bedingt durch eine zu rapide ablaufende Abnahme des Querschnitts des Schneckenanges, zu vermeiden. Aufgrund der insgesamt sehr kurzen Bauart des HSST erscheint die Möglichkeit einer vollständigen Verlagerung der Kompressionszone vor die Schneckenhülse aber als nicht umsetzbar und wird daher im Folgenden nicht mehr berücksichtigt.

Verarbeitung mit Materialvorwärmung

Neben den bereits genannten Polymeren sollen auch Versuche mit PP-Typen (HC 205 TF und PPH 5042) durchgeführt werden. Es zeigt sich jedoch, dass ihre Verarbeitung mit dem HSST nicht möglich ist. Das Material kann, bedingt durch seine – verglichen mit den anderen Kunststoffen – hohe Aufschmelzenthalpie, nicht ausreichend in der Einzugszone aufgeschmolzen und das Feststoffbett nicht genügend verfestigt werden. „Raschelgeräusche“ innerhalb der Schneckenhölse lassen das Eindringen von losem Granulat vermuten. Das Antreiben der Hölse erfolgte hier nicht mehr durch Schleppkräfte, sondern primär durch das Mitreißen durch verkeilte Feststoffpartikel. Drehzahlen der Schneckenhölse, die über 80 % der Schneckendrehzahl betragen, werden gemessen. Eine geringe relative Schneckendrehzahl und daher unzureichende Plastifizierleistung sind die Folge. Der Prozess kommt letztlich zum Erliegen. Hieraus lässt sich ableiten, dass die Länge der Einzugszone für die Plastifizierung spät schmelzender Kunststoffe zu kurz dimensioniert wurde. Daher wird in einem weiteren Versuch vorgewärmtes Granulat verarbeitet, um die Erwärmung des Kunststoffs in einer längeren Einzugszone „nachzustellen“. Auch dies bringt für die PP-Verarbeitung keinen Erfolg, zeigt aber positive Auswirkung für die übrigen getesteten Materialien.

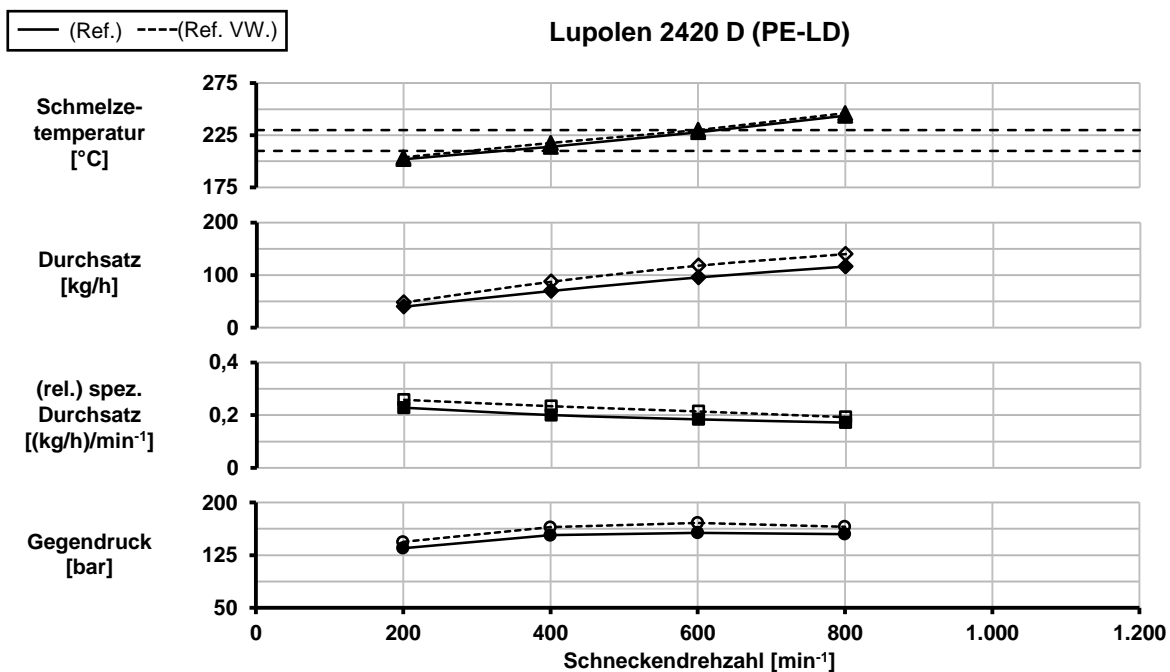


Abbildung 5.13: Auswirkungen der Materialvorwärmung für Lupolen 2420 D (PE-LD)

So kann eine verbesserte Plastifizierung z. B. für das PE-LD Lupolen 2420 D nachgewiesen werden (Abbildung 5.13). Das PE-LD wird bis unmittelbar vor die Erweichungstemperatur auf ca. 90 °C vorgewärmt. Anschließend wird es unter Verwendung der Referenzschnecke plastifiziert. Die Randbedingungen werden dabei identisch zur Verarbeitung des nicht vorgewärmten Materials aus den vorherigen Versuchen gewählt (siehe Anhang A.4). Der

Durchsatz kann so deutlich um etwa 23 % auf 118 kg/h angehoben werden. Die ermittelten Schmelzetemperaturen bleiben dabei für beide Versuche annähernd identisch. Hieraus lässt sich erkennen, dass die Einzugszone nicht nur für das PP zu kurz ausgelegt ist, sondern generell einer Verlängerung bedarf. Durch eine längere Einzugszone wird dem Kunststoff mehr Zeit eingeräumt, um erste Schmelzeanteile zu bilden, bevor er die Schneckenhülse erreicht.

Versuche an einer Blasfolienanlage (Schmelzequalität)

Erste Eindrücke bzgl. der Schmelzequalität und –homogenität werden durch die Adaption des HSST an eine laboreigene Blasfolienanlage gewonnen. Der Versuch lässt gute Resultate in der Folienproduktion erkennen, wodurch auf eine deutlich verbesserte Schmelzequalität gegenüber anderen High-Speed-Systemen geschlussfolgert werden kann. Der DMR erzeugt eine ansprechende Homogenität des Extrudats, ist allerdings maßgeblich an der starken Erwärmung der Schmelze beteiligt. Die zuvor nicht erreichte Schmelzehomogenität wird im neuen HSST auf Kosten einer weiteren Drehzahlsteigerung erkaufte. Eine wesentliche Steigerung der Durchsätze kann mit dem neuen System so bislang nicht erzielt werden. Dennoch lassen sich nun bereits beachtliche Drehzahlen und Durchsätze bei guter Extrudatqualität erzielen, was eingangs als eine der zentralen Anforderungen an einen High-Speed-Extruder genannt worden ist. Für eine weitere Leistungssteigerung werden – auf Grundlage der zuvor präsentierten Versuchsergebnisse – der DMR und die Einzugszone des HSST weiter überarbeitet.

5.4 CFD-Simulation zum HSST mit rotierender Schneckenhülse

Auch die Plastifizierung im neuen HSST mit rotierender Schneckenhülse wird mithilfe von CFD-Simulationen untersucht. Um das bereits kalibrierte Materialmodell verwenden zu können, soll erneut die Plastifizierung von Lupolen 2420 D mit einer relativen Schneckendrehzahl von ca. 800 min^{-1} simuliert werden. Obwohl die erzeugte Schmelzetemperatur bereits außerhalb der zulässigen Toleranz liegt (Abbildung 5.9), wird daher der Betriebspunkt mit einer Schneckendrehzahl von 800 min^{-1} und einer Hülsendrehzahl von 125 min^{-1} betrachtet. Dieser entspricht mit einer Relativedrehzahl von 675 min^{-1} von allen Messungen am ehesten der gewünschten Drehzahl. Eine Abschätzung der Schmelztemperatur mithilfe der Gleichungen 4.23 und 4.24 zeigt eine als vernachlässigbar gering eingestufte Verschiebung des Schmelzpunktes von 5 K aufgrund der Drehzahlabweichung. Die erneute Verwendung des kalibrierten Materialmodells ist damit gerechtfertigt.

Der Simulationsraum wird analog zu den Simulationen zum HSST mit statischer Plastifizierhülse gewählt, d. h. das zu berechnende Strömungsgebiet umfasst den vollständigen

Plastifizierbereich, der weiterhin etwa $7 D$ hinter der Einfüllöffnung beginnt, und endet am Sperrsteg der Schnecke (Abbildung 5.14).

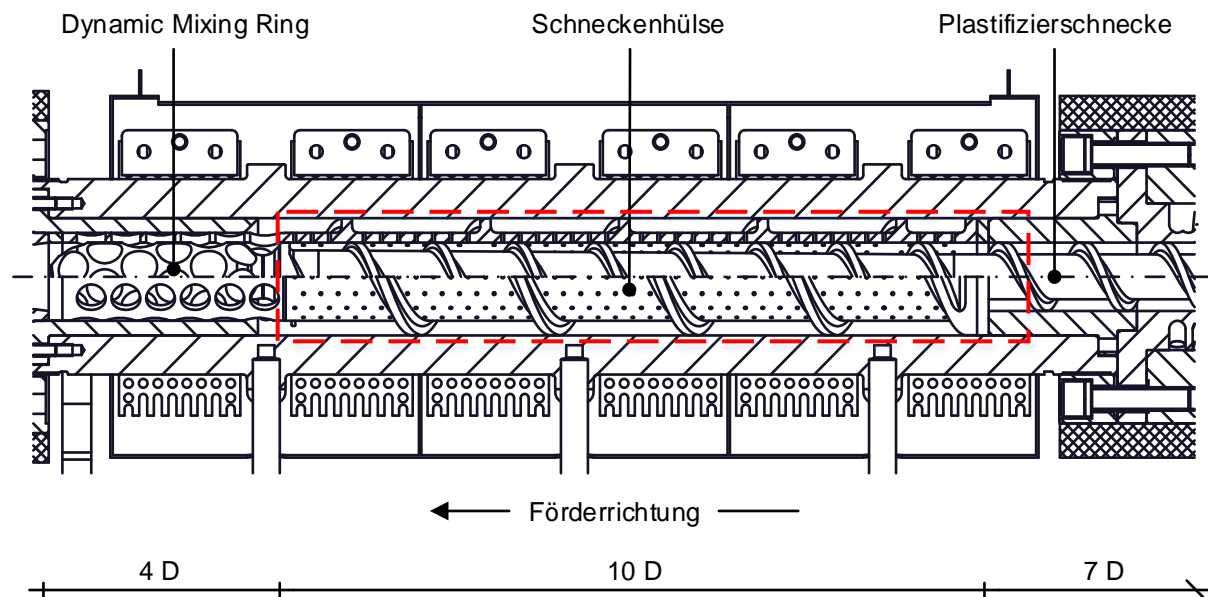


Abbildung 5.14: CFD-Simulationsraum des HSST mit rotierender Schneckenhölse

Der dort gemessene Gegendruck liegt bei etwa 240 bar . Das Material – etwa 116 kg/h – betritt den Simulationsraum mit einer Temperatur von 25°C und wird von einem 200°C heißen Schmelzefilm umrandet. Die Plastifizierschnecke und die Schneckenhölse werden als adiabatisch definiert. Mittels einer UDF wird ein Unterschreiten einer Minimaltemperatur von 220°C für metallische Oberflächen aber unterbunden, um eine durchgehende Benetzung mit einem dünnen Schmelzefilm zu gewährleisten. Die Zylindertemperatur beträgt 230°C .

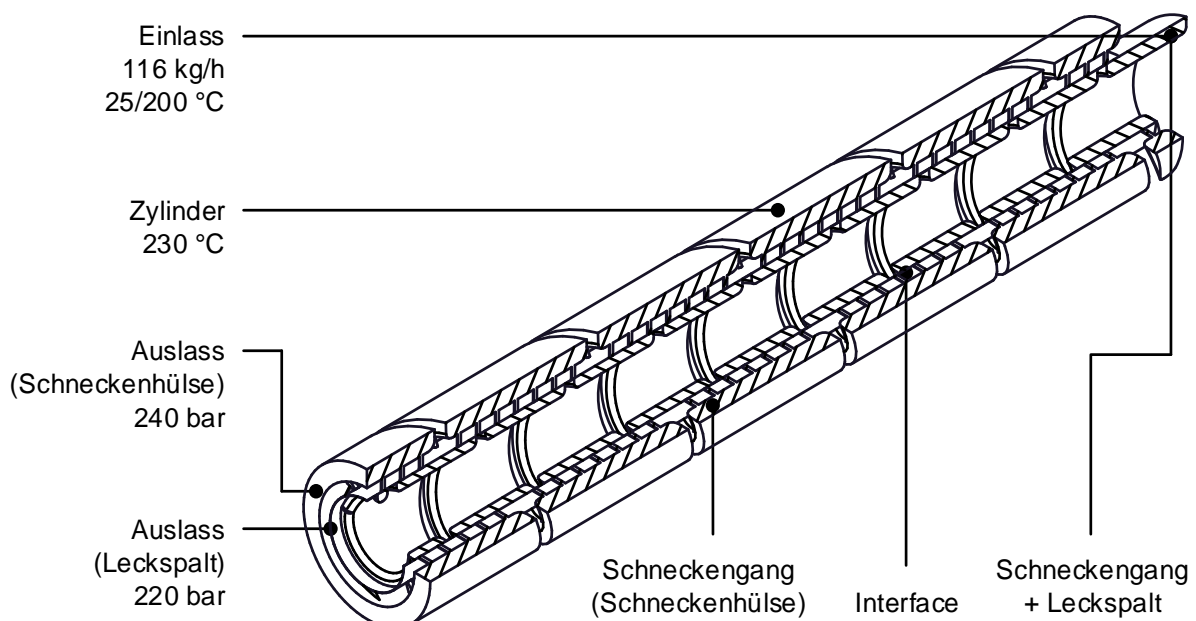


Abbildung 5.15: CFD-Randbedingungen des HSST mit rotierender Schneckenhölse

Auch die Vernetzungsmethodik und –einstellungen orientieren sich an der in Kapitel 4.3.5 beschriebenen Vorgehensweise. Durch die modifizierte Geometrie sind nun ca. 12 Mio. Zellen zur räumlichen Diskretisierung notwendig. Die Rotationen der Schnecke sowie der Schneckenhölse werden erneut mittels der MRF-Methode dargestellt. Das Strömungsgebiet wird in zwei separate Bereiche (innerer und äußerer Schneckengang) mit mitrotierenden Bezugssystemen geteilt, die über ein Interface an den Stirnflächen der Bohrungen miteinander verbunden sind.

Die nachfolgende Abbildung 5.16 gibt die Verteilung von Feststoff und Schmelze im HSST mit frei rotierender Schneckenhölse wieder. Auch hier zeigen blaue Bereiche die Lage des reinen Feststoffs an, wohingegen rote Bereiche Schmelze repräsentieren. Gut erkennbar ist, dass der Schmelzepool deutlich stärker ausgeprägt ist, als beim HSST mit statischer Plastifizierhölse. Aber auch hier kommt es – trotz der im Vergleich länger ausgeführten Plastifizierungszone – nicht zu einem vollständigen Aufschmelzen, bevor das Material den Sperrsteg erreicht, sodass sich der Feststoff aufstaut und der Schmelzepool innerhalb der letzten Windung des Schneckenganges vollständig abgebaut wird. Weiterhin ist das Durchströmen der letzten Bohrungsreihen mit nicht vollständig plastifiziertem Material zu erkennen. Der Anteil des unaufgeschmolzenen Materials ist im Vergleich zum HSST mit statischer Plastifizierhölse jedoch nur sehr gering. Zudem weist dieses Material eine Meltfraction von ca. 0,5 – 0,75 auf (grün-gelbe Färbung), d. h. der Kunststoff ist bereits zu einem erheblichen Teil plastifiziert, sodass die letzten Granulatreste im anschließenden DMR aufschmelzen sollten und nicht mehr im Extrudat vorzufinden sein dürften. Auch die Simulation deutet demnach auf eine verbesserte Schmelzehomogenität hin.

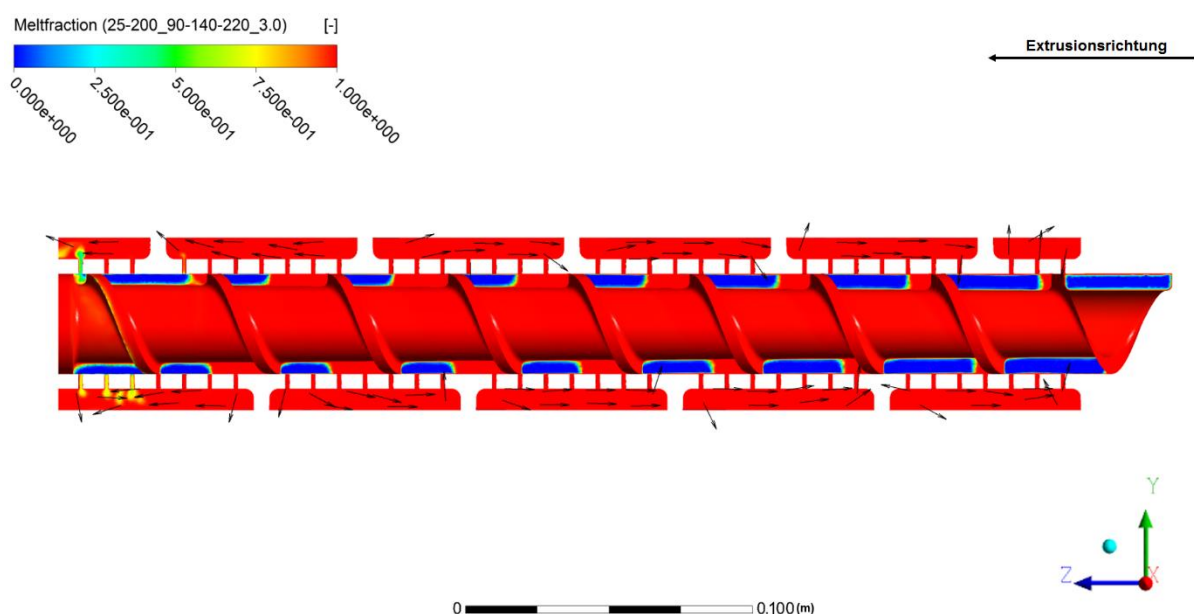


Abbildung 5.16: Simulierte Meltfraction-Verteilung im HSST mit rotierender Schneckenhölse

Der Vektorplot zeigt, dass trotz der Förderung durch die Rotation der Schneckenhölse eine Rückströmung der Schmelze nicht vermieden werden kann. Der Druckanstieg im Gang der Schneckenhölse (Abbildung 5.17) wird offensichtlich nicht durch die Schneckenhölse aufgebaut, sondern primär durch die Bohrungen aus dem Gang der Plastifizierschnecke übertragen. Der Gradient wirkt der Förderung entgegen und eine Rückströmung setzt ein. Das Material fließt, wie schon beim Vorgänger-Konzept, teilweise zurück und gelangt durch die Bohrungen erneut in den Gang der Plastifizierschnecke. Da die Schneckenhölse länger ausgeführt ist als die ursprüngliche Plastifizierhölse und ein ohnehin längerer Zonenabschnitt von der Rückströmung betroffen ist, ist die Schmelzewirbelbildung durch rückfließende Schmelze verstärkt ausgeprägt. Auch die rotierende Schneckenhölse erfüllt ihren angedachten Zweck daher nur teilweise. Dies bekräftigt den Gedanken, die Schmelzeabfuhr über der Länge der Schneckenhölse zu vergleichmäßigen. Eine Verkürzung der Hölse erscheint denkbar, um dieses Vorhaben etwas zu erleichtern. Zudem kann so Raum für die vorgesehene längere Einzugszone geschaffen werden, ohne die Gesamtlänge des HSST anheben zu müssen.

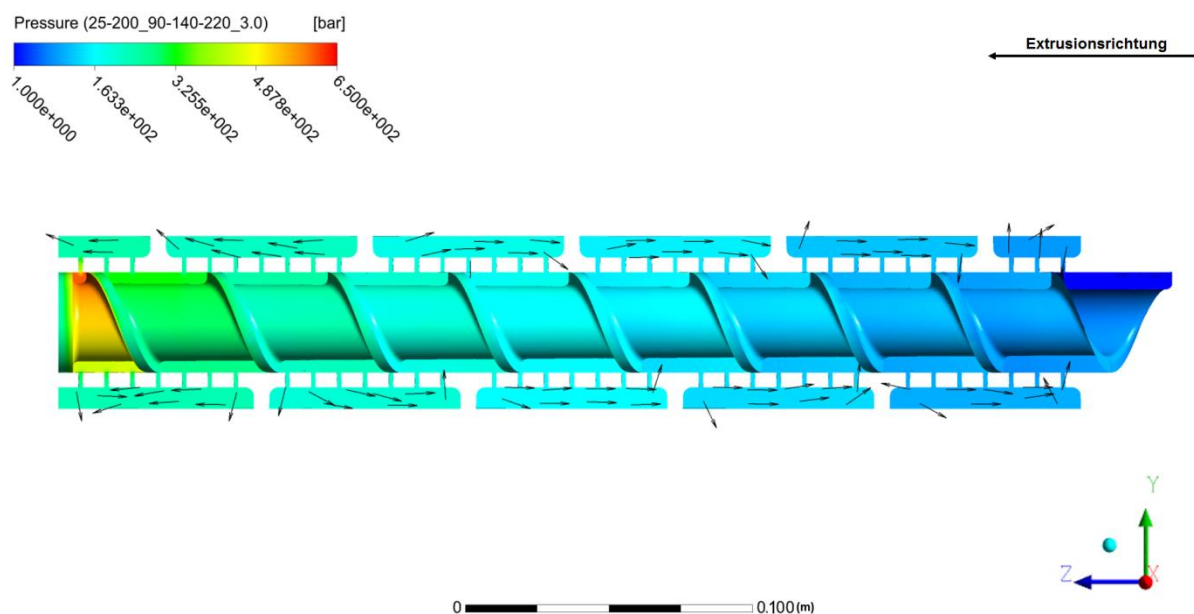


Abbildung 5.17: Simulierte Druck-Verteilung im HSST mit rotierender Schneckenhölse

Die im vorherigen Kapitel 5.3 angesprochenen, nicht einzuhaltenden Zylindertemperaturen innerhalb der 3-Zonen-HKK lassen sich mit dem Temperatur-Plot in Abbildung 5.18 erklären. Es zeigt sich, dass die Zylindertemperaturen in genau den Zonen nicht eingehalten werden können, die von der Rückströmung betroffen sind. In diesem Bereich der Schneckenhölse bremst die Förderwirkung durch die Rotation der Schneckenhölse die druckbedingten Rückströmung lediglich ab, vermeidet sie jedoch nicht. Hierdurch verlängert sich die Verweilzeit der Schmelze. Das Material läuft vermehrt mit der Schneckenhölse um und wird

zudem nicht durch neues, kühleres Material verdrängt. Die Schmelze wird übermäßig lange geschert und erhitzt stark auf bis zu $300\text{ }^{\circ}\text{C}$, sodass die installierte Zylinderkühlung nicht mehr ausreichend ist. Im Bereich des Sperrstegs hingegen kommt es zu einem kontinuierlichen Durchfluss und die Schmelzetemperatur bleibt mit $200 - 250\text{ }^{\circ}\text{C}$ deutlich niedriger. Zudem wird sie mit den noch nicht gänzlich aufgeschmolzenen, austretenden Granulatresten vermengt. Diese entziehen der heißen Schmelze Energie, kühlen sie dabei ab und schmelzen vollständig auf.

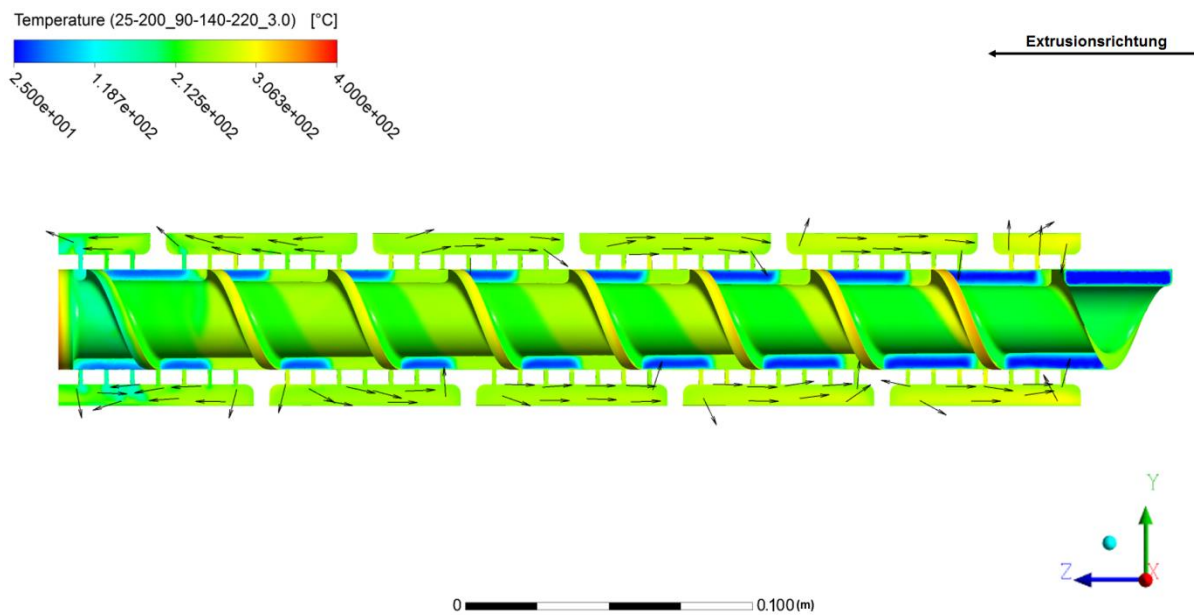


Abbildung 5.18: Simulierte Temperatur-Verteilung im HSST mit rotierender Schneckenhölse

5.5 Konstruktive Optimierungsmaßnahmen

Eine erste Bewertung des HSST mit Schneckenhölse fällt positiv aus. Wie die zuvor vorgestellten Versuchsergebnisse zeigen, ist ein Einsatz der schwimmend gelagerten Schneckenhölse zur Feststoff-Schmelze-Trennung möglich. Die Schneckenhölse nimmt im Extrusionsprozess die vorhergesagten Rotationsgeschwindigkeiten an und hält den Feststoff wie gewünscht im Schneckengang der Plastifizierschnecke zurück. Nur noch eine sehr geringe Menge von unaufgeschmolzenem Granulat passiert den Sperrsteg. Diese Granulatreste werden spätestens durch den DMR erfasst und plastifiziert. Die Homogenität des Extrudats wird gegenüber der produzierten Schmelzequalität des Vorgängermodells deutlich angehoben. Die für die getesteten Materialien erzielten Durchsätze von jeweils mindestens 100 kg/h und mehr sind für eine Maschine dieser Größe akzeptabel, lassen sich aber sicher noch weiter steigern. Denn auch einige Problempunkte müssen an dieser Stelle genannt werden, die durch konstruktive Maßnahmen zu beheben sind:

- Eine zu kurz ausgelegte Einzugszone beeinträchtigt die Bildung einer ausreichenden Schmelzmenge, bevor das Material in die Schneckenhülse eintritt.
- Eine ungleichmäßige Abfuhr der entstehenden Schmelze aus dem Schneckengang in den Gang der Schneckenhülse lässt sich weiterhin nachweisen.
- Eine Rückströmung der Schmelze kann nach wie vor nicht vermieden werden.
- Der dynamische Mischer ist bzgl. Dissipation und Temperaturentwicklung als kritisch anzusehen, auch wenn er zu einer stark verbesserten Schmelzehomogenität führt.

Gelingt es, die genannten Problempunkte zu beheben, so können der fahrbare Schnecken-drehzahlbereich und somit die erzielbaren Durchsätze deutlich gesteigert und die Effizienz des HSST weiter angehoben werden.

5.5.1 Zonenlängen Anpassung

Aus den vorausgegangenen Simulationen und Laborversuchen ist bekannt, dass eine bestmögliche Funktionalität des HSST sowohl vom zu verarbeitenden Material als auch stark von der richtigen Wahl der Zonenlängen von Einzug und Plastifizierungszone abhängig ist. Eine ausreichend lang dimensionierte Einzugszone ist erforderlich, um bis zum Erreichen der Schneckenhülse einen hinreichend ausgeprägten Schmelzefilm aufzubauen, der einerseits über Schleppkräfte die Rotationsbewegung der Schnecke auf die Schneckenhülse überträgt, der andererseits aber auch als Schmierfilm fungiert und ein „Verkeilen“ zwischen Granulat und Schneckenhülse unterbindet. Speziell für PP, das aufgrund seiner hohen Schmelzenthalpie einen zügigen Energieeintrag erfordert, ist dies nicht gelungen.

Des Weiteren ist die Bildung einer gewissen Schmelzmenge vor Eintritt in die Schneckenhülse wünschenswert, um hinreichend Material für die Durchströmung der Bohrungsreihen in die ersten Windungen des Ganges der Schneckenhülse bereitzustellen. Steht kein ausreichendes Schmelzevolumen zur Abfuhr in den Gang der Schneckenhülse bereit, so kann diese keine fördernde, druckaufbauende Wirkung erzielen. Ein über der Schneckenhülse gleichmäßig verlaufender, ausreichender Schmelzeaustrag ist daher anzustreben. Erschwert wird dies aber durch den Druckaufbau im Inneren der Schneckenhülse, da der Druck die für die Schmelze treibende Kraft zum Durchströmen der Bohrungen darstellt. Je höher der Druck, desto mehr Kunststoff wird den Schneckengang verlassen. Daher verlässt der Großteil des Materials erst kurz vor dem Sperrsteg, der einen starken Druckanstieg hervorruft (siehe Kapitel 5.3), die Schneckenhülse. Schmelze, die den Einflussbereich des Sperrstegs noch nicht erreicht hat, verbleibt hingegen vermehrt im Schneckengang. Daher ist eine zu lang ausgelegte Schneckenhülse für den Prozess der Schmelzeabfuhr und Förderung kontraproduktiv und eine Verkürzung der Hülse erscheint lohnenswert.

Der zur Verlängerung der Einzugszone benötigte Raum kann damit durch die Verkürzung der als zu lang erachteten Schneckenhülse gewonnen werden. Auf diese Weise lässt sich der Umbau des bestehenden Systems mit geringem Aufwand umsetzen und zwei Problem-bereiche werden mit nur einer konstruktiven Maßnahme überarbeitet. Gleichzeitig bleibt der HSST weiterhin bei einer Gesamtlänge von nur $21 D$.

Die neue Einzugszone wird von $7 D$ auf $10 D$ deutlich verlängert und die Schneckenhülse entsprechend verkürzt. Von einer zu starken Längenreduzierung der Hülse ist aber abzu-sehen, um deren erforderliche Rotation auch weiterhin mit ausreichender Geschwindigkeit aufrechtzuerhalten und auch weiterhin von den Vorteilen einer gesteigerten Plastifizier-leistung durch die Unterdrückung des Schmelzewirbels profitieren zu können.

5.5.2 DMR für High-Speed-Anwendungen

Zur Gewährleistung einer guten stofflichen und thermischen Homogenität des Extrudates wird im HSST ein DMR verwendet. Der DMR ist ein mit kalottenförmigen Aussparungen versehener dynamischer Mischer an der Spitze der Plastifizierschnecke. Dieser rotiert inner-halb einer mit Bohrungen versehenen Hülse, die schwimmend gelagert in der Schmelze liegt und durch einen Verschleißring (hier aus Bronze gefertigt) in ihrer axialen Lage fixiert wird. Die Hülse wird nur über Schleppkräfte angetrieben und so ebenfalls in Rotation versetzt. Der Aufbau des Mixers im HSST ist im Teilschnitt in Abbildung 5.19 dargestellt.

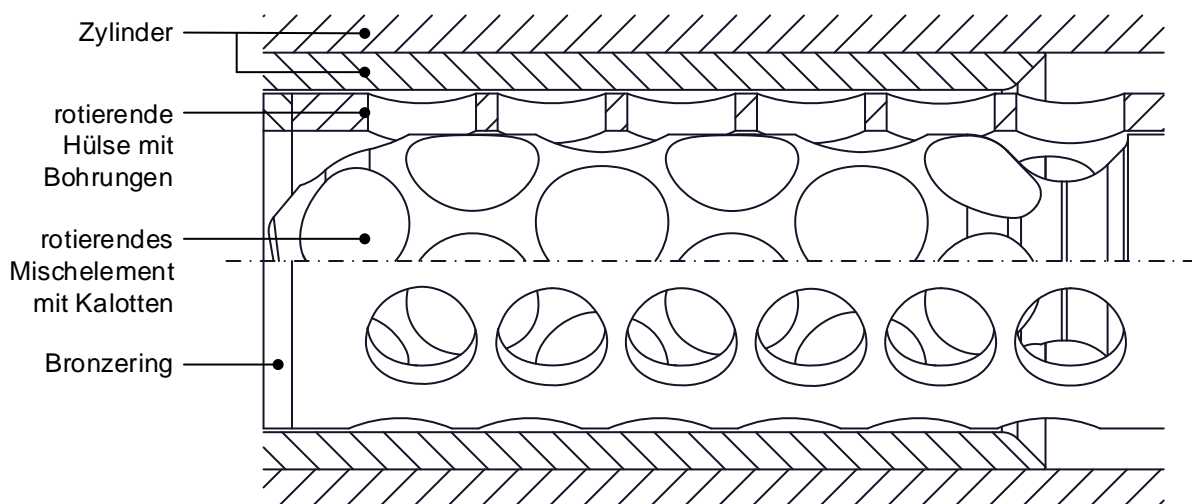


Abbildung 5.19: DMR mit kalottenförmigen Aussparungen und frei rotierender Hülse

Die Schmelze gelangt durch die erste Bohrungsreihe der Mischhülse in den Mischbereich. Beim Durchströmen des Mixers fließt sie von einer Kavität des Rotors über eine Bohrung der Hülse in eine weitere nachfolgende Kavität des Rotors. Dieser Prozess wiederholt sich entsprechend der Anzahl der im Mischer vorliegenden Kavitäten und Bohrungen, des Drehzahlverhältnis zwischen Rotor und Hülse sowie in Abhängigkeit des Massenstroms.

Durch die sich kontinuierlich ändernde Lage der Hülse zum Rotor ergeben sich ständig ändernde Fließwege. Die Schmelze wird vielfach aufgeteilt, umgelegt, gedehnt und geschert, sodass ein sehr gutes Mischergebnis erzielt wird [Sem91].

Dies wurde auch von Gorczyca in [Gor11] nachgewiesen. Er untersuchte den Einsatz unterschiedlicher Mischer in der High-Speed-Extrusion. Der Fokus lag dabei auf der Mischwirkung sowie der Materialbelastung. Der DMR erzielte bei dieser Untersuchung ein sehr gutes Ergebnis und konnte über einen weiten Drehzahlbereich sowohl eine stofflich als auch thermisch gute Homogenität der Schmelze erzeugen. Wesentliche Nachteile des DMRs sind laut [Gor11] allerdings ein hoher Druckabfall sowie ein starker Schmelzetemperaturanstieg, die aber aufgrund der guten Mischwirkung als akzeptabel angesehen werden. Dies konnte durch praktische Experimente sowie durch Computersimulationen belegt werden.

Eigene CFD-Analysen bzgl. der Schmelzeerwärmung von PE-LD im HSST ergaben, dass allein der DMR bei einer relativen Schneckendrehzahl von 675 min^{-1} und einem Durchsatz von etwa 116 kg/h (die Daten entsprechen dem in Kapitel 5.4 simulierten Betriebspunkt) einen Temperaturanstieg von ca. 34 °C verursacht. Der Druckbedarf liegt laut Simulation bei 40 bar , im Experiment sogar bei bis zu 85 bar . Die Diskrepanz wird auf die nicht berücksichtigten elastischen Effekte und die stationäre Betrachtung in der CFD zurückgeführt.

Der DMR bietet somit großes Optimierungspotential. So scheint eine deutliche Reduzierung der Schererwärmung und des Druckbedarfs bei gleichbleibender Mischgüte möglich, wenn die Geometrie des Mixers an die durch die High-Speed-Extrusion gegebenen Voraussetzungen angepasst wird.

5.5.2.1 Optimierungsansätze

Mischelemente unterliegen einer Reihe von Anforderungen, die über das Gewährleisten einer homogenen Schmelze hinausgehen. So ist laut [Imh04] aus energetischen Gründen ein geringer Druckverbrauch erstrebenswert. Wesentlich wichtiger jedoch ist das Vermeiden großer Scherkräfte, da Molekülketten durch die hohe Beanspruchung abbauen können. Eine kurze Verweilzeit bei einem engen Verweilzeitspektrum ist zudem erforderlich, um eine starke Materialerwärmung und einen etwaigen thermischen Materialabbau zu vermeiden.

Beim DMR ist die im Scherpalt zwischen Rotor und Hülse dissipierte Energie maßgeblich für die Materialerwärmung verantwortlich. Diese lässt sich entsprechend Gleichung 5.7 in Abhängigkeit der Viskosität $\eta(\dot{\gamma}, T)$ und der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ berechnen. Da die Schergeschwindigkeit quadratisch eingeht, ist speziell ihre Reduzierung zielführend.

$$P_{Diss.,V} = \eta(\dot{\gamma}, T) * \dot{\gamma}^2 = \eta(T, \dot{\gamma}) * \left(\frac{\Delta v}{\Delta h} \right)^2 \quad 5.7$$

Minimierung der metallischen Oberflächen

Eine Überarbeitung der Geometrie der Kavitäten dient zur Verringerung der Oberflächen, die an der Bildung des Scherspalttes beteiligt sind. Um eine möglichst kleine Oberfläche des Rotors zu erhalten, müssen die Räume zwischen den Aussparungen minimiert werden. Ein Wechsel von Kalotten auf eine Wabenstruktur wird daher vorgeschlagen, da sich Waben optimal zueinander anordnen lassen. Des Weiteren werden die Bohrungen in der Hülse des Mischers ebenfalls durch Waben ersetzt, die konisch ausgeführt werden. Hierdurch lässt sich die äußere Mantelfläche der Hülse verringern und der stark gescherte Schmelzeanteil im Mischer wird reduziert.

Erweiterung der Scherspalthöhe

Mittels einer Anhebung der Scherspalthöhe Δh lässt sich die Dissipation stark beeinflussen. Eine Verdopplung der Spalthöhe führt bereits zu einer Halbierung der Schergeschwindigkeit im Spalt und verringert somit nach Gleichung 5.7 die dortige Dissipation um bis zu 75 %. Zudem ist zu erwarten, dass der Druckbedarf des Mischers herabgesetzt wird. Es ist jedoch auch darauf zu achten, dass die Spaltweite weiterhin eng genug ausgeführt wird, um der Schmelze einen Weg durch die Kavitäten aufzuzwingen. Eine Spaltweitenanhebung ist daher nur in geringem Maße zulässig.

Reduzierung des Rotordurchmessers

Durch die Wahl eines kleineren Durchmessers des Dynamic Mixing Rings lässt sich die auftretende Umfangsgeschwindigkeit verringern. Unter der Annahme unveränderter Drehzahlen von Rotor und Hülse, wobei die Hülse mit $\sim 10\%$ der Rotordrehzahl umläuft (vergl. Kapitel 5.1.2), wird im Folgenden die Auswirkung auf die Relativgeschwindigkeit Δv im Scherspalt für eine Reduzierung des Nennradius von $R = 17,5\text{ mm}$ auf $r = 15,0\text{ mm}$ bei einer gleichbleibenden Scherspalthöhe von $\Delta h = 0,25\text{ mm}$ abgeschätzt:

$$\frac{\Delta v_r}{\Delta v_R} = \frac{\omega * (r - \Delta h) - 0,1 * \omega * r}{\omega * (R - \Delta h) - 0,1 * \omega * R} = \frac{0,9 * r - \Delta h}{0,9 * R - \Delta h} \approx 0,855 \quad 5.8$$

Es zeigt sich, dass bereits eine geringe Anpassung des Rotorradius um $2,5\text{ mm}$ die Relativgeschwindigkeit Δv zwischen Rotor und Hülse auf etwa 85,5 % des Ausgangswertes herabsetzt (Gleichung 5.8). Da auch die Relativgeschwindigkeit nach Gleichung 5.7 quadratisch in die Dissipation eingeht, führt diese beispielhafte Änderung des Rotorradius zu einer Einsparung von ca. 27 %. Ein weiterer positiver Effekt sollte durch das verkleinerte freie Volumen im Mischbereich auftreten, da dies eine Verkürzung der Verweilzeit im Mischer bedeutet. Allerdings geht dies auch mit einem steigenden Druckbedarf einher. Zudem ist

auch auf eine ausreichende mechanische Festigkeit und Steifigkeit des Mixers zu achten, da es zu einer Abnahme der ertragbaren Torsionsspannungen durch die Reduzierung des Durchmessers kommt.

Einbußen in der Mischwirkung durch die o. g. Anpassungen sind nach eigener Einschätzung nicht zu befürchten, da die Reduzierung der Schergeschwindigkeit lediglich deren starken Anstieg durch die hohen Drehzahlen in der High-Speed-Extrusion ausgleicht. Die Mischwirkung durch das vielfache Umlagern und Durchströmen wechselnder Kavitäten wird hiervon nicht beeinträchtigt. Sie wird durch die hohen Drehzahlen allenfalls verbessert. Die sehr guten Mischergebnisse, die aus der konventionellen Extrusion bekannt sind, dürften somit weiterhin erzielbar bleiben.

5.5.2.2 Waben-DMR

Da es sich bei den obigen Berechnungen lediglich um grobe Abschätzungen handelt, werden numerische Berechnungen mit der Software ANSYS Fluent V.14.5 durchgeführt, um genauere Informationen bzgl. der Auswirkungen der vorgestellten Anpassungsvorschläge zu erhalten. Ziel ist es, eine bestmögliche Kombination der vorgestellten Ansätze zu finden, um den DMR für den HSST zu optimieren.

Zunächst wird eine Referenzsimulation durchgeführt. Diese berechnet den zuvor bereits angesprochenen, stationären Betriebspunkt mit einer Schneckendrehzahl von 800 min^{-1} , einer Hülsendrehzahl von etwa 125 min^{-1} und einem Durchsatz von 115 kg/h . Die Schmelze des PE-LD Lupolen 2420 D tritt bei einem Gegendruck von 155 bar mit einer Temperatur von ca. 244°C aus. Sämtliche Werte stammen wie üblich aus Messungen des Vergleichsexperiments (Anhang A.4).

Der DMR (siehe Abbildung 5.19) besitzt einen Nenndurchmesser von 35 mm , der Außendurchmesser der DMR-Hülse liegt bei 45 mm . Sechs Reihen mit je fünf gleichmäßig über dem Umfang verteilten Kalotten mit einem Durchmesser von 18 mm sind auf einer Gesamtlänge von 125 mm angeordnet. Die Stegbreite zwischen zwei Kalotten ergibt sich an der Rotoroberfläche zu $3,6 \text{ mm}$. Die Spiele zwischen Rotor und Hülse sowie Hülse und Zylinder betragen $0,25 \text{ mm}$ und $0,12 \text{ mm}$. Das Schmelzevolumen wird in zwei Domänen gegliedert. Eine äußere Domäne umfasst die Volumina der Bohrungen der Hülse, den Spalt zwischen Hülse und Zylinder sowie das Spiel zwischen der Hülse und dem Bronzering. Die innere Domäne beinhaltet den gesamten verbleibenden Raum inklusive des Scherspalt. Den Domänen werden die Drehzahlen des Rotors und der Hülse aufgeprägt. Die Zylindertemperatur wird zu $193,5^\circ\text{C}$ definiert. Alle übrigen metallischen Flächen werden als adiabatisch angesehen.

Wie schon in Abschnitt 5.5.2.1 erwähnt, ist der Scherspalt maßgeblich an der Erwärmung des Kunststoffs im Mischer beteiligt und seine Berücksichtigung daher unerlässlich für eine

aussagekräftige Simulation. Aufgrund seiner geringen Höhe stellt er jedoch eine Herausforderung an die Vernetzung dar. Ein Minimum von 5 Elementen über der Höhe eines Strömungskanals wird vom Hersteller der CFD-Software empfohlen. Gleiches gilt ebenso auch für den noch schmalen Spalt an der Hülseaußenseite. Hierdurch werden sehr kleine Maschenweiten nötig und die benötigte Elementanzahl steigt. Zwar fällt diese mit 2 Mio. Zellen recht gering aus, eine stationäre, nicht-isotherme Berechnung nimmt aber dennoch eine Rechendauer von mehreren Stunden in Anspruch. Für eine instationäre Betrachtung hingegen wäre eine vollständige Durchspülung des Mischers zu simulieren, d. h. ein Zeitraum, der mindestens der mittleren Verweilzeit des Materials im Bereich des Mischers entspricht. Die Verweilzeit lässt sich durch Gleichung 5.9 berechnen, wobei V_{DMR} das Schmelzevolumen im DMR ist. \dot{V} ist der Volumenstrom, der mit einer mittleren Dichte $\bar{\rho}$ in den Massenstrom \dot{m} umgerechnet werden kann.

$$\bar{t}_{Verw.} = \frac{V_{DMR}}{\dot{V}} = \frac{V_{DMR} * \bar{\rho}}{\dot{m}} \quad 5.9$$

Das Volumen lässt sich aus den CAD-Daten des DMR bestimmen. Aus den Messdaten der realen Versuche ist der Massenstrom bekannt und die mittlere Dichte kann durch die bekannte Massetemperatur am Austritt des DMR abgeschätzt werden. Durch Multiplikation mit der Drehzahl kann letztlich auf die zu simulierenden Schneckenumläufe geschlossen werden. Diese liegen für den o. g. Betriebspunkt bei über 40 Umdrehungen, wodurch eine instationäre Betrachtung bereits ausgeschlossen werden kann, da diese zu einem nicht vertretbaren zeitlichen Aufwand führen würde. Aus diesem Grund werden die DMR-Simulationen stationär gerechnet.

Zunächst wird in einem iterativen Vorgehen die Eingangstemperatur der Schmelze in den Simulationsraum bestimmt, da diese in den Experimenten nicht gemessen werden konnte. Hierzu wird die Eingangstemperatur schrittweise variiert, bis die simulierte, massengemittelte Temperatur am Austritt des DMR den gemessenen 244 °C entspricht. Dabei ergibt sich eine Eingangstemperatur von 210 °C, d. h. die dissipative Erwärmung der Schmelze beträgt, wie in Abschnitt 5.5.2 bereits erwähnt, 34 °C. Anschließend wird die Orientierung des Rotors zur DMR-Hülse in 30°-Schritten variiert und die Simulation mit der zuvor ermittelten Eingangstemperatur wiederholt. Es zeigt sich, dass der Einfluss der Lage zwischen Rotor und Hülse auf das Simulationsergebnis vernachlässigbar gering ist. Eine stationäre Betrachtung kann somit gerechtfertigt werden.

Es folgt eine Untersuchung der Auswirkung der einzelnen in Kapitel 5.5.2.1 vorgestellten Optimierungsansätze. Die Vernetzungs- und Randbedingungen bleiben dabei unverändert.

Lediglich die beschriebenen geometrischen Anpassungen werden umgesetzt, wobei diese einzeln und kombiniert auf den DMR angewendet werden.

Zuerst werden die Kalotten sowie die Bohrungen der Hülse durch wabenförmige, angeschrägt ausgeführte Aussparungen ersetzt (Abbildung 5.20). Die Maße der Wabenstruktur orientierten sich dabei an den Kalotten der Referenzgeometrie. Allein durch die Wahl einer neuen Form der Aussparungen lässt sich die Oberfläche des Rotors im Scherspalt drastisch reduzieren. Die Stegbreite an der Oberfläche wird auf 2 mm verkleinert. Alle Hauptmaße wie Durchmesser, Spaltweiten etc. werden beibehalten.

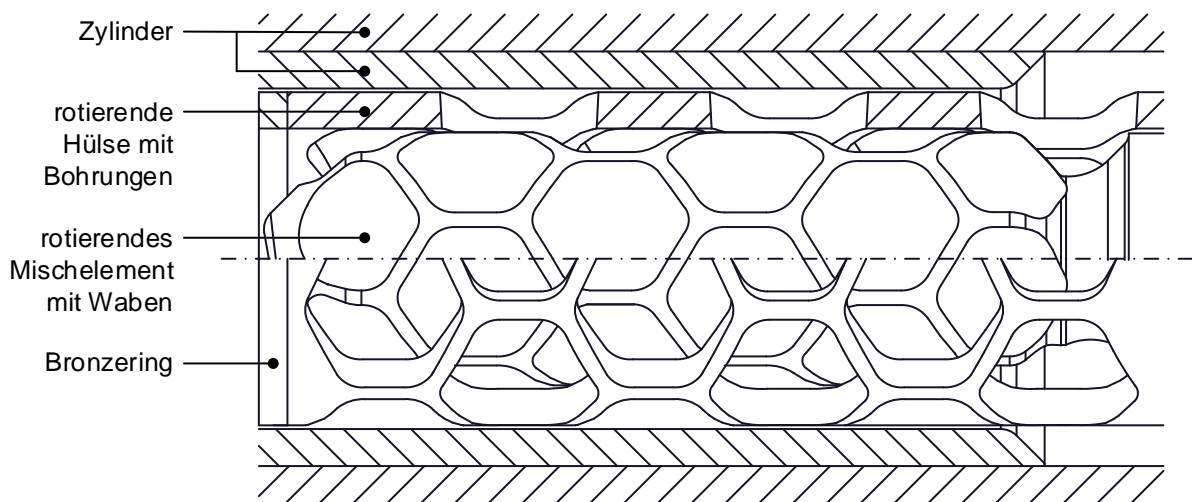


Abbildung 5.20: DMR mit wabenförmigen Aussparungen und frei rotierender Hülse

In zwei weiteren Varianten wird die Waben-Geometrie verwendet und zum einen die Spaltweite zwischen Rotor und Hülse von $0,25\text{ mm}$ auf $0,5\text{ mm}$ verdoppelt, zum anderen der Nenndurchmesser von 35 mm auf 30 mm verringert. Abschließend werden alle Anpassungen in einer Variation kombiniert.

Sämtliche Maßnahmen zeigen die erwarteten reduzierenden Wirkungen. Allein der Wechsel von Kalotten auf eine Waben-Struktur bringt eine Reduzierung des Temperaturanstiegs von 34 °C auf 28 °C mit sich. Der Druckabfall sinkt um 15 bar von 40 bar auf 25 bar . Wird zusätzlich die Scherspalthöhe verdoppelt, so beträgt der Temperaturanstieg sogar nur 26 °C und der Druckbedarf liegt bei 22 bar . Ein verringerter Nenndurchmesser ist bzgl. der Temperaturentwicklung am effektivsten. Die Schmelztemperatur steigt nur noch um 21 °C . Die starke Einflussnahme ist vor allem auf die verkürzte Verweilzeit zurückzuführen. Und obwohl die Druckeinsparungen geringer ausfallen, als bei den erstgenannten Varianten, bleibt der Druckbedarf mit 32 bar weiterhin unter dem Wert der Referenz.

Eine Kombination aller Maßnahmen ist aufgrund der zufriedenstellenden Einzelergebnisse naheliegend. Eine Überlagerung aller Effekte führt zu einer Herabsetzung des Temperaturanstiegs auf nur noch 19 °C . Dies entspricht einer Einsparung von 44% gegenüber dem

Referenz-DMR. Die erzielte Austrittstemperatur von 225 °C überschreitet die nach Herstellerangaben maximal zulässige Schmelzetemperatur von 220 °C nur noch geringfügig. Da der Druckverbrauch sich gleichzeitig um 25 % auf 30 bar reduziert, ist davon auszugehen, dass der Massenstrom zudem leicht ansteigen wird. Hierdurch ist eine zusätzliche Verkürzung der Verweilzeit und somit eine Verbesserung bzgl. der Schmelzetemperatur zu erwarten. Die Ergebnisse werden in Abbildung 5.21 noch einmal zusammengefasst.

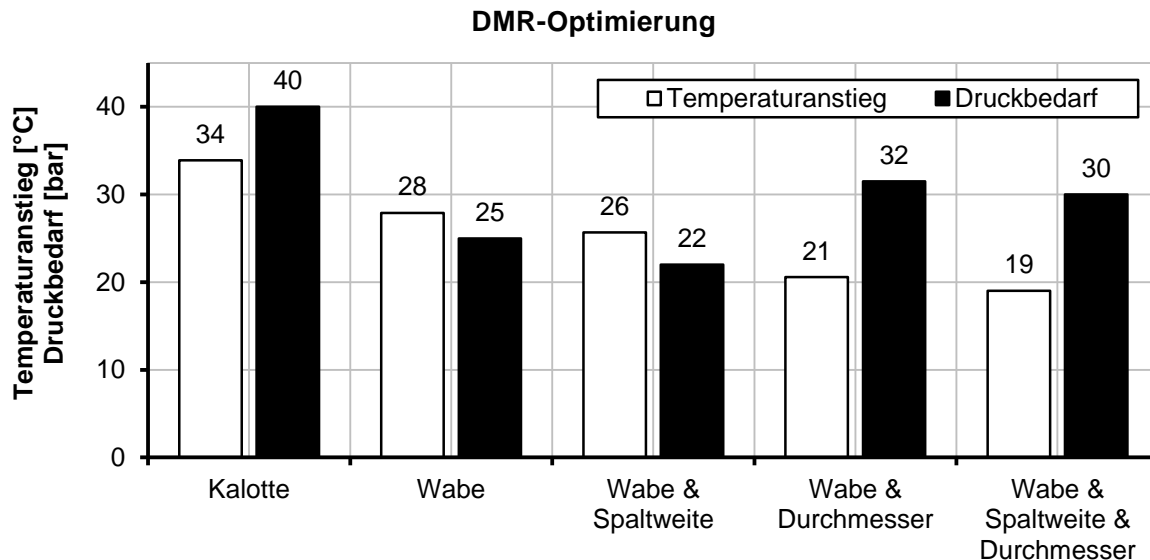


Abbildung 5.21: Auswirkungen der DMR-Anpassungen auf Temperaturanstieg und Druckbedarf

Die Reduzierung des Rotordurchmessers ist für die Schneckenhölse des HSST allerdings mit einem entscheidenden fertigungstechnischen Nachteil verbunden. Da der Durchmesser der Schnecke auf 35 mm festgelegt ist, müsste der Innendurchmesser der Schneckenhölse von 35 mm auf 30 mm verjüngt werden. Eine einfache Durchgangsbohrung ist somit nicht mehr möglich. Wesentlich entscheidender ist jedoch, dass mit den dann noch nutzbaren Fertigungsverfahren die für schmelzeführende Oberflächen geforderten Toleranzen und Oberflächenrauheiten nicht mehr eingehalten werden können. Die Reduzierung des Rotordurchmessers ist daher eine attraktive Methode für die DMR-Optimierung in High-Speed-Extrudern mit klassischem Aufbau. Für den DMR des HSST hingegen fällt die Wahl auf einen DMR mit Waben-Struktur und verdoppelter Spaltweite zwischen Rotor und Hölse.

5.6 Plastifizierungsversuche am HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhölse

Die Auswirkungen der o. g. konstruktiven Änderungen auf die Leistungsfähigkeit des HSST werden mit weiteren praktischen Plastifizierungsversuchen erprobt. Der HSST-Prüfstand wird entsprechend mit der in Kapitel 5.5.1 beschriebenen verlängerten Einzugszone sowie der entsprechend gekürzten Schneckenhölse, die nun mit der zuvor vorgestellten Waben-

Struktur ausgeführt wird, ausgestattet. Aufgrund der neuen Waben-DMR-Geometrie ist auch die Fertigung einer neuen Plastifizierschnecke notwendig. Diese ist in ihrem Aufbau identisch zur bisherigen Referenzschnecke, lediglich der DMR wird angepasst. Das überarbeitete System ist in Abbildung 5.22 zu sehen.

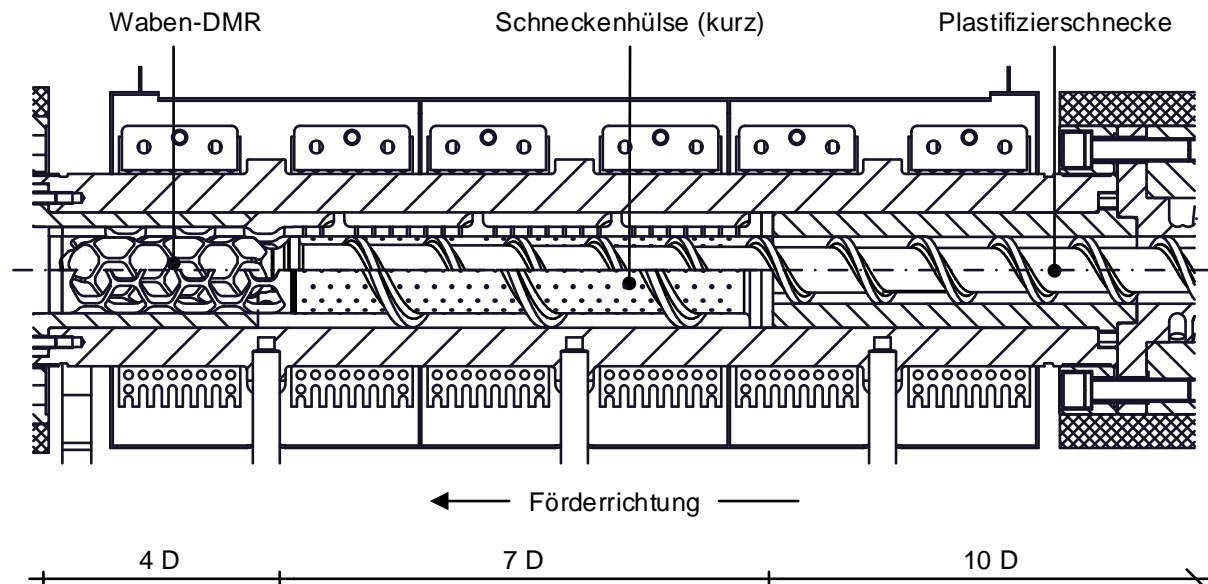


Abbildung 5.22: Plastifizier- und Mischzone des HSST mit gekürzter, rotierender Schneckenhölse

Es werden erneut die Standardkunststoffe PE-LD, PE-LLD und PP, die schon in Kapitel 5.3 eingesetzt worden sind, verarbeitet, wobei das grundsätzliche Vorgehen in den Versuchen unverändert bleibt. Die maximal erreichbaren Schneckendrehzahlen sowie die zugehörigen Durchsätze bei Verwendung des in Kapitel 4.1 vorgestellten Drosselwerkzeuges werden ermittelt. Für eine bestmögliche Vergleichbarkeit der Ergebnisse werden für alle Materialien identische Extrudereinstellungen gewählt und die gleichen Drehzahlen der Plastifizierschnecke angefahren, wobei erneut die zulässigen Verarbeitungstemperaturen der Materialien mit einer Toleranz von $\pm 10^\circ\text{C}$ vollständig ausgereizt werden.

Die nachfolgenden Ausführungen behandeln den direkten Vergleich der Plastifizierungsergebnisse des HSST mit rotierender Schneckenhölse in langer (SHL) und kurzer (SHK) Ausführung. Die detaillierten Aufzeichnungen auch dieser Versuchsergebnisse können in Anhang A.4 eingesehen werden. Auf eine Darstellung der Ergebnisse für das PP wird nachstehend verzichtet, da auch mit dem überarbeiteten HSST ein Plastifizieren des PP in nennenswerter Weise nicht möglich ist, wie praktische Versuche ergeben haben.

Insgesamt erweisen sich die getroffenen Maßnahmen aber als äußerst wirksam, wie u. a. am Beispiel des PE-LD Lupolen 2420 D zu erkennen ist (Abbildung 5.23). So lässt sich der maximal erzielbare Durchsatz deutlich von zuvor 96 kg/h bei 600 min^{-1} auf 150 kg/h bei

800 min^{-1} und 224°C steigern. Der ursprünglich beobachtete Abfall des spezifischen Durchsatzes tritt nicht mehr auf. Ein Wert von ca. $0,3 \text{ (kg/h)/min}^{-1}$ wird über dem gesamten getesteten Drehzahlbereich von $200 - 1.000 \text{ min}^{-1}$ gehalten. Entsprechend liegen die Massetemperaturen wesentlich niedriger als im Vergleichsexperiment und steigen insgesamt weniger stark an. Erst bei einer Drehzahl von 1.000 min^{-1} und einem Durchsatz von 176 kg/h wird die tolerierte Maximaltemperatur mit 236°C leicht um 6°C überschritten. Das Druckniveau nimmt leicht zu, was aufgrund des deutlich gestiegenen Massenstroms plausibel ist. Der Druckabfall über dem DMR (vergl. Anhang A.4) sinkt dabei allerdings im Schnitt um fast 30 % auf ca. $60 - 65 \text{ bar}$ ab. Dies verdeutlicht den positiven Effekt der Waben-Struktur und der Spaltaufweitung im Mischer.

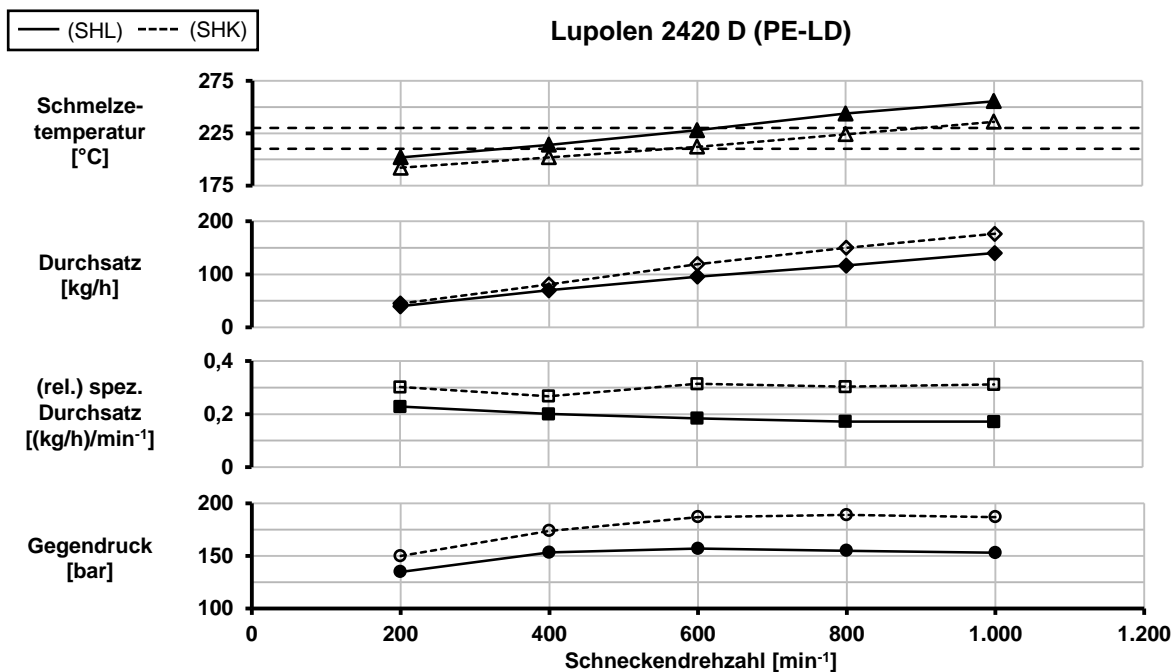


Abbildung 5.23: Vergleich der kurzen und langen Schneckenhölse für Lupolen 2420 D (PE-LD)

Eine noch deutlichere Verbesserung lässt sich bei der Verarbeitung des Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) erzielen, wie aus den Versuchsergebnissen in Abbildung 5.24 deutlich wird. Durch die neue Geometrie der Schneckenhölse kann die maximal fahrbare Schneckendrehzahl von ca. 500 min^{-1} auf 800 min^{-1} gesteigert werden. Der Durchsatz liegt nun bei 192 kg/h , die Temperatur von 250°C nutzt das Toleranzfeld dabei voll aus. Der spezifische Durchsatz nimmt auch für dieses Material zufriedenstellende Werte um etwa $0,3 \text{ (kg/h)/min}^{-1}$ an. Anders als beim Lupolen 2420 D kann der spezifische Durchsatz aber nicht auf konstantem Niveau gehalten werden. Ein leichter Abfall, der aber deutlich geringer ausgeprägt ist als beim HSST mit langer Schneckenhölse, lässt sich nicht vermeiden.

Der Gegendruck nimmt Werte von bis zu 270 *bar* an. Aber auch am Beispiel des Dowlex NG 5056 G lässt sich die positive Wirkung des neuen DMR nachweisen. Der Druckbedarf im Mischer sinkt trotz stark gesteigertem Durchsatz um teils über 20 % (siehe Anhang A.4).

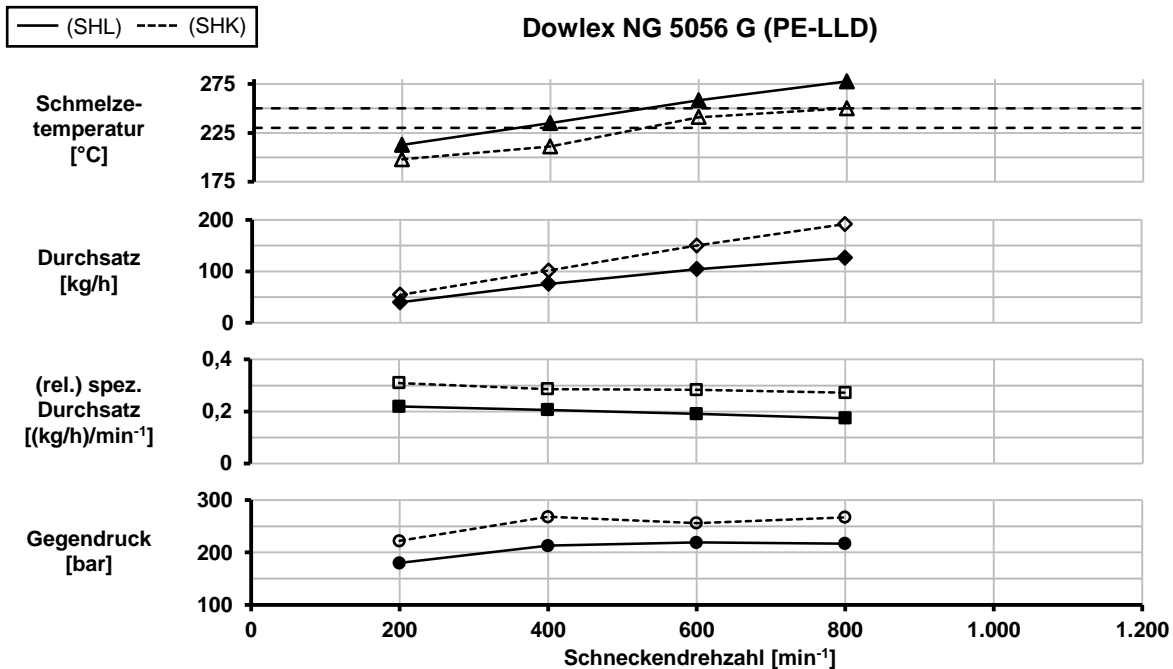


Abbildung 5.24: Vergleich der kurzen und langen Schneckenhölse für Dowlex NG 5056 G (PE-LLD)

In Kapitel 5.3 wurde bereits von Problemen bzgl. der Drehmomentauslastung des Antriebs des HSST bei der Verarbeitung von PE-LLD berichtet. Diese Probleme treten auch hier erneut auf. Schon für eine Steigerung der Schneckendrehzahl von 200 min^{-1} auf 400 min^{-1} muss der Motor in Überlast betrieben werden. Um eine Notabschaltung des Antriebs zu vermeiden, ist es bei weiterer Drehzahlerhöhung unvermeidbar den Motor durch eine starke Energiezufuhr über die Heizbänder am Zylinder zu entlasten und den Drehmomentbedarf zu senken. Diese äußere Wärmezufuhr spiegelt sich im stets annähernd linear zu scheinenden Verlauf der Massetemperaturkurve (vergl. beliebige Versuchsergebnisse) in Form eines Sprungs direkt wieder. Mithilfe eines leistungsstärkeren Antriebs ließen sich das Eingreifen über die Zylindertemperaturen und der daraus resultierende Schmelzetemperaturanstieg vermeiden, sodass eine weitere Steigerung der Drehzahl und des Durchsatzes möglich erscheinen.

Es lassen sich jedoch nicht für alle Materialien Verbesserungen erzielen. So zeigen sich für das Lupolen 2420 F (PE-LD) leichte Einbußen im Durchsatz, die mit steigender Schneckendrehzahl aber wieder ein wenig abklingen, sodass sich bei einer Drehzahl von 1.000 min^{-1} wieder nahezu identische Betriebspunkte mit einem Durchsatz von etwa 130 kg/h bei $230 \text{ }^{\circ}\text{C}$ Schmelzetemperatur erkennen lassen (Abbildung 5.25). Ob sich die Durchsätze bei

weiterer Drehzahlsteigerung zu Gunsten des optimierten HSST ändern, wird nicht getestet, da die tolerierte Maximaltemperatur der Schmelze bereits erreicht wird.

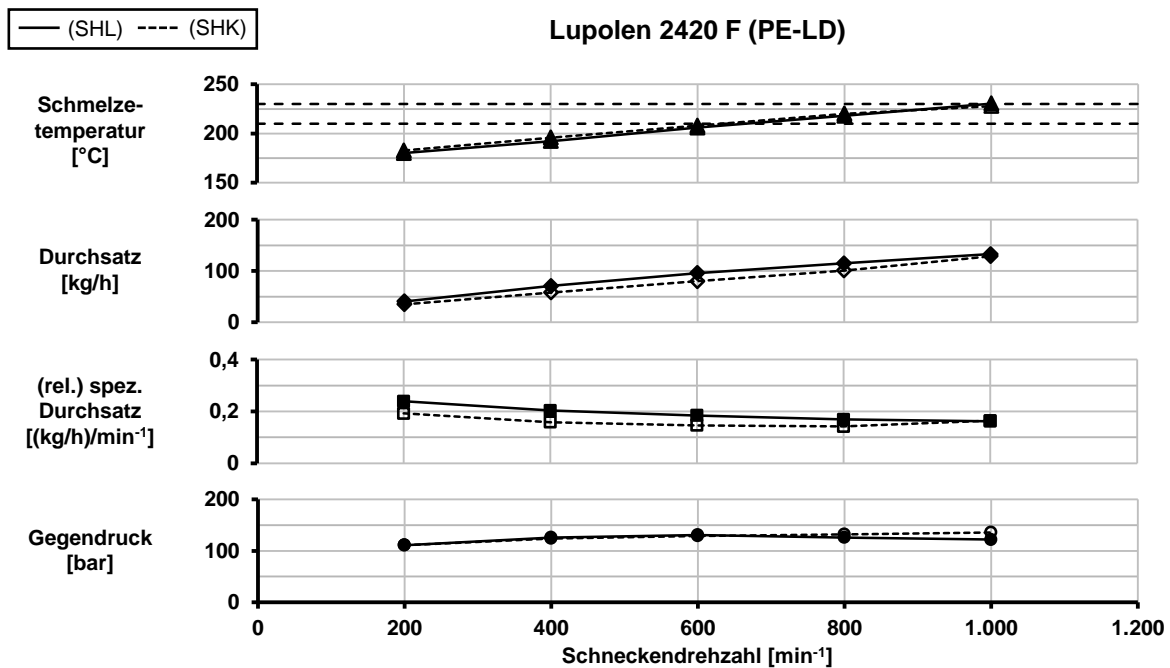


Abbildung 5.25: Vergleich der kurzen und langen Schneckenhölse für Lupolen 2420 F (PE-LD)

Der HSST mit langer Einzugszone, kurzer Schneckenhölse und Waben-DMR zeigt im Vergleich mit dem HSST mit kurzer Einzugszone und langer Schneckenhölse mit Standard-DMR ein insgesamt deutlich verbessertes Prozessverhalten. Für das PE-LD Lupolen 2420 D und insbesondere für das PE-LLD Dowlex NG 5056 G sind deutliche Steigerungen der Durchsätze über dem gesamten jeweils getesteten Drehzahlbereich zu beobachten. Auch lassen sich die maximal zulässigen Drehzahlen steigern, wodurch die maximal erzielten Durchsätze im Vergleich zusätzlich weiter angehoben werden können. Für das zweite, in den Versuchen verwendete PE-LD, Lupolen 2420 F, sind zwar keine Verbesserungen erkennbar, aber eine wesentliche Verschlechterung tritt ebenfalls nicht auf.

Auch gegenüber dem HSST mit statischer Plastifizierhölse lassen sich bei vergleichbaren Drosseleinstellungen in Bezug auf die erzielbaren Drehzahlen und Durchsätze bessere Resultate erzielen (vergl. Kapitel 4.1). Einzig bei der Plastifizierung von PP ist der HSST mit statischer Plastifizierhölse im Vorteil. Denn auch der HSST mit Schneckenhölse ist trotz der Überarbeitung der Zonenlängen weiterhin nicht dazu in der Lage, das PP in nennenswerter Weise aufzuschmelzen und zu verarbeiten.

5.7 CFD-Simulation zum HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhölse

Abschließend wird eine weitere CFD-Simulation für den HSST mit verkürzter Schneckenhölse und verlängerter Einzugszone durchgeführt, um die im praktischen Versuch festge-

stellten positiven Auswirkungen begründen zu können. Simuliert wird der Betriebspunkt mit dem besten erzielten Ergebnis für Lupolen 2420 D, d. h. der Betriebspunkt mit einer Schneckendrehzahl von 800 min^{-1} und einem Durchsatz von 150 kg/h . Die Schneckenhölse rotiert mit einer Drehzahl von 305 min^{-1} und nimmt somit deutlich höhere Drehzahlen an, als bei den zuvor simulierten Prozessen. Eine geringfügige Anpassung der Meltfraction-Parameter im Materialmodell ist daher nun erforderlich, da die Relativedrehzahl der Schnecke mit nur noch 495 min^{-1} sehr stark von den 800 min^{-1} , für die das Materialmodell ursprünglich kalibriert wurde, abweicht. Wie für die vorherigen Simulationen wird mit Gleichung 4.23 eine repräsentative Heizrate β_{rep} berechnet. Diese beträgt ca. $6.100 \text{ }^{\circ}\text{C/s}$. Die Schmelztemperatur T_M fällt dadurch von zuvor $140 \text{ }^{\circ}\text{C}$ bis knapp unter $130 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Das Aufschmelzende wird prozentual entsprechend auf ca. $200 \text{ }^{\circ}\text{C}$ verschoben. Durch Variation der Parameter im Meltfraction-Modell (Gleichung 4.7) können die Änderung der Heizrate und das hierdurch bedingte neue Aufschmelzverhalten in die Simulation integriert werden.

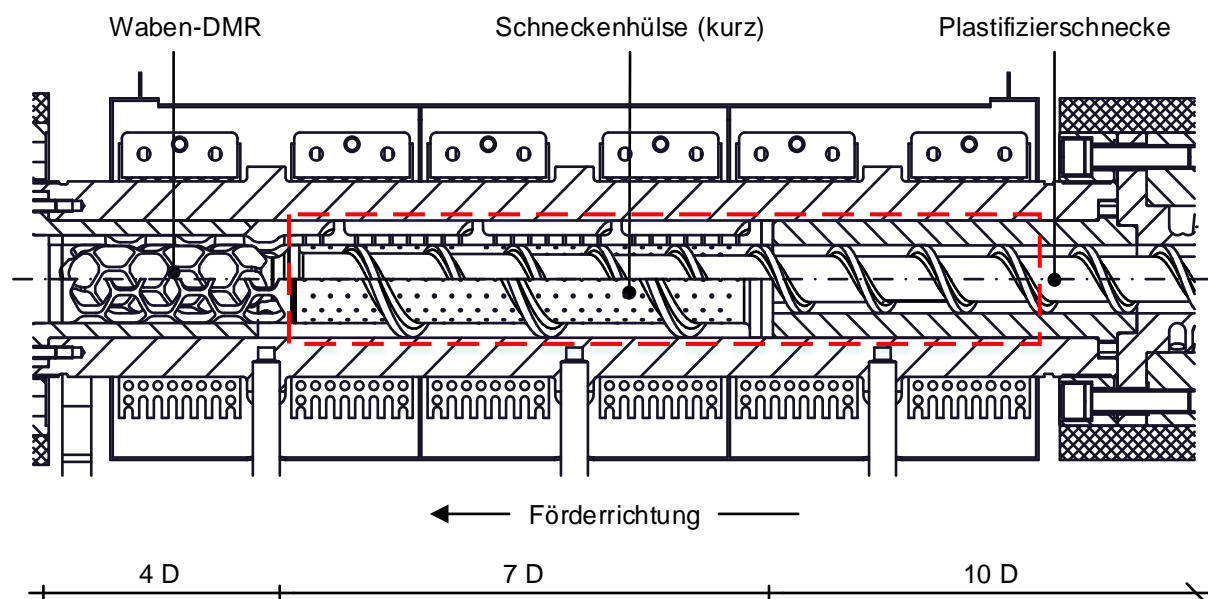


Abbildung 5.26: CFD-Simulationsraum des HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhölse

Der Simulationsraum sowie die Vernetzungs- und Simulationenethodik bleiben nach wie vor unverändert. Die Rechnung startet $7 D$ hinter der Trichteröffnung und endet am Barrieresteg (Abbildung 5.26). Der Gegendruck am Ende des Simulationsraums wird entsprechend der Messungen (siehe Anhang A.4) auf 250 bar festgelegt. Der Durchsatz wird, wie oben bereits erwähnt, zu 150 kg/h definiert und mit dem bei allen Simulationen genutzten Eingangstemperaturprofil (Feststoff mit einer Temperatur von $25 \text{ }^{\circ}\text{C}$ umringt von einem $200 \text{ }^{\circ}\text{C}$ heißen Schmelzefilm) belegt. Die Schneckenhölse sowie die Plastifizierschnecke werden weiterhin als adiabat angesehen und über die Verwendung einer UDF mit einer Minimaltemperatur versehen, um den direkten Kontakt zwischen Stahl und Feststoff zu unterbinden. Die

Zylindertemperatur entspricht den gemessenen 225 °C im Einzugsbereich und 200 °C in der Plastifizierungszone. Die vorgegebene Zylindertemperatur von 190 °C konnte im Experiment nicht eingehalten werden. Abbildung 5.27 veranschaulicht die getroffenen Randbedingungen. Die Simulationsergebnisse sind in den weiteren, nachfolgenden Abbildungen dargestellt.

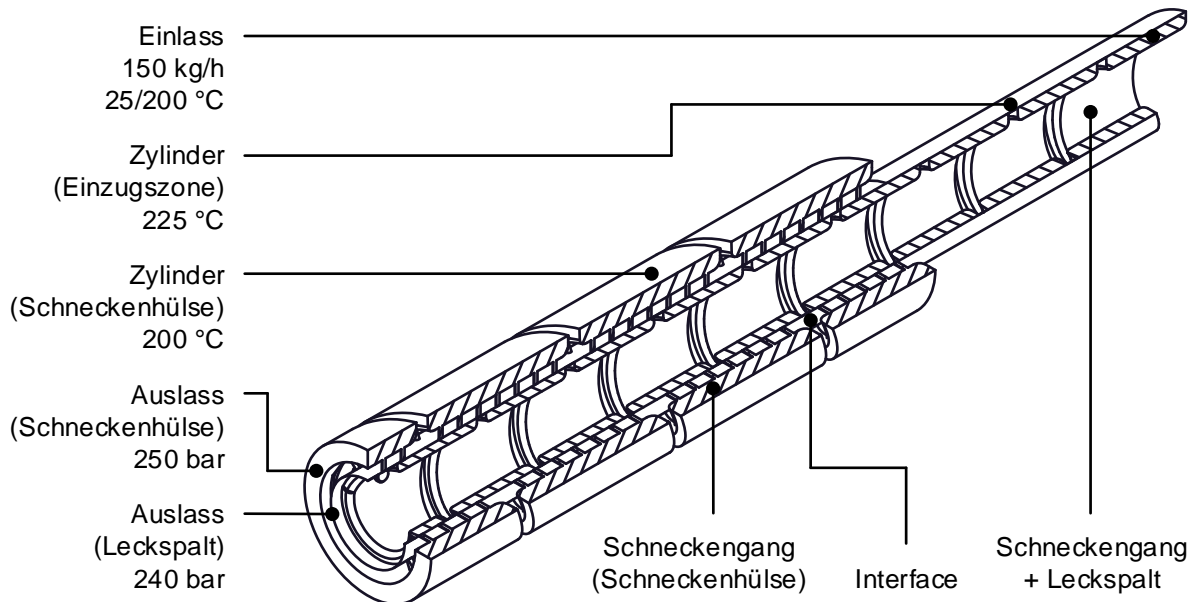


Abbildung 5.27: CFD-Randbedingungen des HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhölse

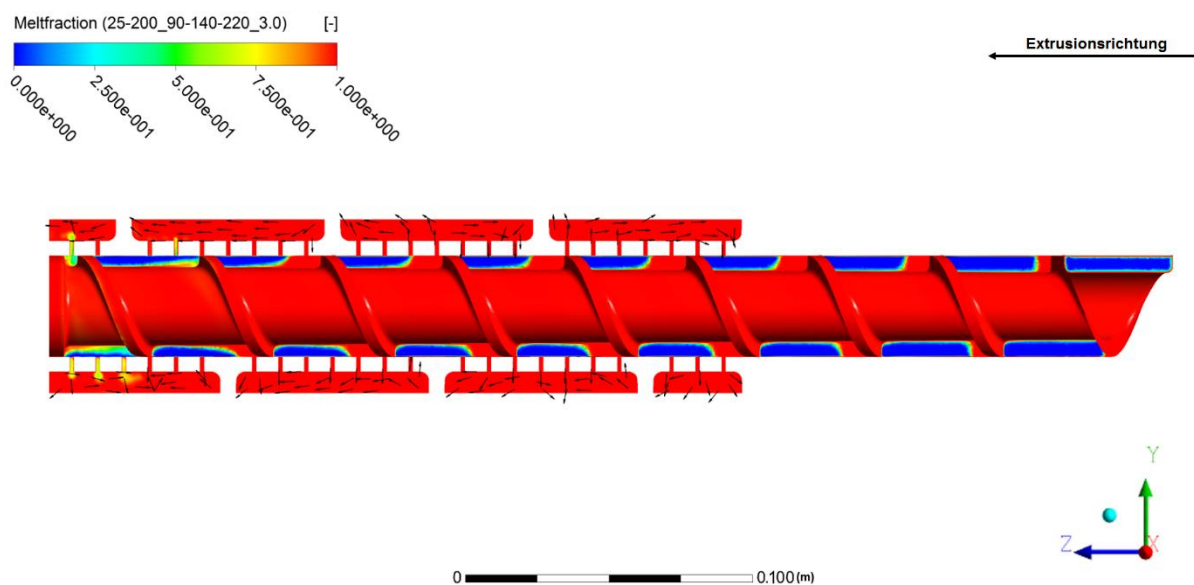


Abbildung 5.28: Simulierte Meltfraction-Verteilung im HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhölse

Abbildung 5.28 zeigt die Verteilung von Feststoff und Schmelze im HSST bei gekürzter, frei rotierender Schneckenhölse. Eine Verbesserung bzgl. der Schmelzeabfuhr ist klar erkennbar. So zeigt sich deutlich die moderate Ausbildung eines Schmelzewirbels innerhalb der Einzugszone. Diese ist demnach ausreichend lang dimensioniert, um die Bildung erster

Schmelzeanteile vor Eintritt des Materials in die Schneckenhölse zu gewährleisten. Der Schmelzewirbel wächst über der Länge der Schnecke bis hin zur Schneckenhölse leicht an. Innerhalb der Schneckenhölse ist aber kein ausgeprägtes Wachstum mehr zu beobachten. Wie von den beiden vorherigen Varianten bereits bekannt, wird der Schmelzepool auch hier kurz vor dem Sperrsteg vollständig nach außen abgeführt. Dabei gelangen auch einige wenige Feststoffpartikel durch die letzten Bohrungsreihen, die sich jedoch schnell auflösen. Somit gelingt es, die Feststoffbettbreite und damit die Plastifizierleistung innerhalb der Hölse auf hohem Niveau zu halten und das Austreten von Feststoff zufriedenstellend zu unterbinden. Die Vektorpfeile zeigen, dass das Material nun weitgehend in Extrusionsrichtung abgeführt wird. Ein Teil strömt jedoch noch immer entgegen der eigentlichen Förderichtung. Dieser Anteil fällt aber deutlich geringer aus als bei Verwendung der ursprünglichen, $10 D$ langen Schneckenhölse, und stört die Schmelzeabfuhr aus dem Schnecken gang nur noch marginal, wie sich aus dem ausbleibenden Wachstum des Schmelzewirbels ableiten lässt.

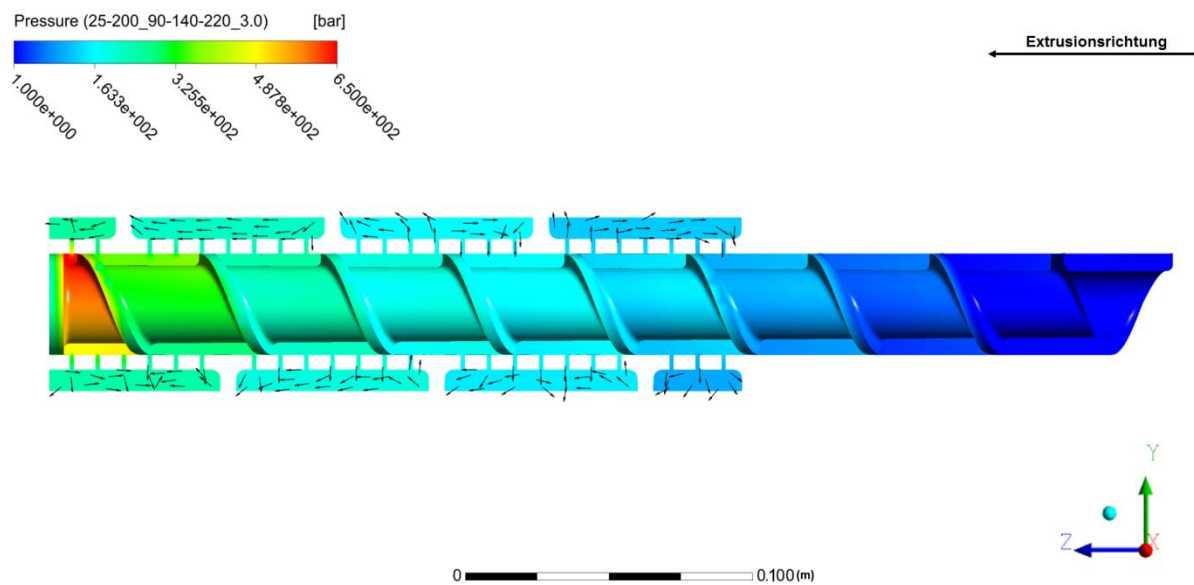


Abbildung 5.29: Simulierte Druck-Verteilung im HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhölse

Der weiterhin nicht gänzlich unterbundene Rückstrom ist nach wie vor auf den Druckanstieg im Gang der Plastifizierschnecke zurückzuführen. Durch den massiven Druckaufbau unmittelbar vor dem Sperrsteg wird noch immer ein Ungleichgewicht in der Schmelzeabfuhr und ein der vorgesehenen Strömungsrichtung entgegengesetzter, starker Druckgradient im Gang der Schneckenhölse erzeugt (siehe Abbildung 5.29). Dessen negativer Einfluss wird durch die Verkürzung der Schneckenhölse zwar stark reduziert, aber nicht vollständig aufgehoben.

Die Wichtigkeit einer vollständigen Vermeidung von rückströmender Schmelze wird aber durch den Temperaturplot in Abbildung 5.30 noch einmal verdeutlicht. Wie sich erkennen lässt, wird das Material im Schneckengang nur recht wenig erhitzt. Der Schmelzepool weist durchgehend eine Temperatur um etwa 200 °C auf (grüne Färbung) und besitzt somit eine deutlich niedrigere Temperatur als bei Verwendung der langen Schneckenhülse. Hier ist ein positiver Einfluss der schneller rotierenden kurzen Schneckenhülse und der dadurch reduzierten Relativ-Schneckendrehzahl erkennbar. Schmelze, die den Schneckengang unmittelbar vor dem Sperrsteg verlässt und rasch zum DMR befördert wird, stellt thermisch keinerlei Problem dar. Schmelze im Gang der Schneckenhülse zeigt hingegen deutlich höhere Temperaturen (gelbe Färbung). Dabei sind auch die Schmelzeanteile, die nicht von der Rückströmung erfasst werden und nicht unmittelbar vor dem Sperrsteg austreten, betroffen. Dies ist durch die Zunahme der Drehzahl der Schneckenhülse und die damit einhergehende Scherung und ein evtl. stärkeres Umlaufen der Schmelze mit der Hülse zu begründen. Eine Beschleunigung der Förderung erscheint hier angebracht, um den Materialaustausch im Strömungskanal zu verbessern. Hierzu wäre beispielsweise eine Umkehr des Druckgradienten oder eine Forcierung der Schmelzeabfuhr über die Schnecken-geometrie vorzusehen (siehe Kapitel 6).

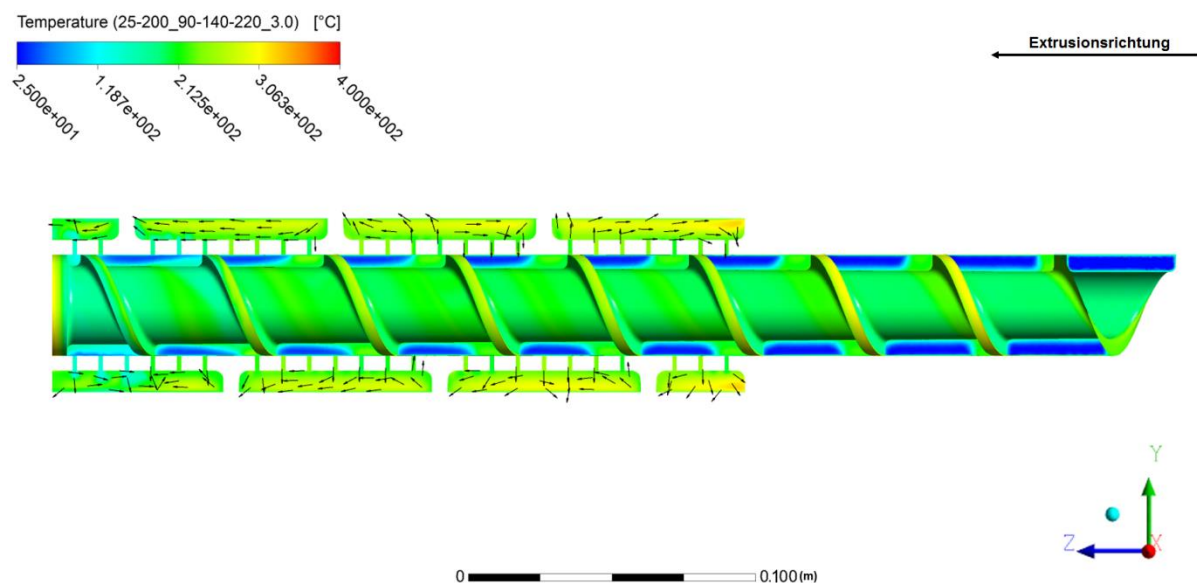


Abbildung 5.30: Simulierte Temperatur-Verteilung im HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse

Trotz der bestehenden Hinweise, dass weiteres Optimierungspotenzial bzgl. der Schmelzeabfuhr besteht, bleibt letztlich festzuhalten, dass der Rückstrom der Schmelze im äußeren Schneckengang zu großen Teilen aufgehoben werden konnte. Dies wird durch die Simulationen mittels CFD nachgewiesen und äußert sich durch die stark verbesserten Ergebnisse in den experimentellen Plastifizierungsversuchen.

6 Fazit und Ausblick

In dieser Dissertation wurde ein High-Speed-Extrusionskonzept auf Basis von Feststoff-Schmelze-Trennung, der High-Speed-S-Truder (HSST) mit frei drehender Schneckenhülse, entwickelt. Bei der Schneckenhülse handelt es sich um eine Hohlschnecke mit zahlreichen Bohrungen am Schneckengrund, die die eigentliche Plastifizierschnecke umschließt und über Schleppkräfte angetrieben, mit deutlich verminderter Drehzahl rotiert. Ähnlich wie ein Sieb lässt sie Schmelze durch die Bohrungen in ihren Schneckengang strömen und fördert diese schonend zu einem an die High-Speed-Extrusion angepassten, dynamischen Mischer in die Misch- und Homogenisierungszone. Feststoff wird hingegen zurückgehalten.

Durch die räumliche Trennung von Feststoff und Schmelze ergeben sich einige prozessseitige Vorteile, die in dieser Arbeit detailliert vorgestellt wurden. Es treten aber auch verfahrenstechnische Unterschiede bzgl. der Aufschmelzcharakteristik gegenüber konventionellen Extrusionsprozessen auf (vor allem die Unterdrückung der Schmelzewirbelbildung ist zu nennen), die es zu Beginn der Arbeit zu analysieren galt. Mithilfe experimenteller Methoden und insbesondere dank innovativer 3D-CFD-Simulationstechniken ist es erstmals gelungen, die Abläufe in einem Extruder mit alternativer Plastifizierung und Schnecken-drehzahlen bis weit in den High-Speed-Bereich sichtbar zu machen. Die bisher rein theoretischen Vorstellungen der Plastifizierung in S-Truder-Maschinen nach Kaczmarek [Kac04] und Großmann [Gro11] sind in dieser Arbeit überprüft und ihre Richtigkeit erstmalig nachgewiesen worden. Das für die angesprochenen CFD-Simulationen eigens entwickelte Material-Modell hat sich hierbei als äußerst nützliches Hilfsmittel erwiesen. Es erlaubt die parallele konsistente, rheologische und thermodynamische Abbildung von Feststoff, dargestellt als hochviskoses Fluid, und Schmelze in einem Kontinuum und ermöglicht dadurch die Verwendung gängiger CFD-Solver zur Simulation der Plastifizierung von Kunststoffen in prinzipiell beliebig gearteten Prozessen. Das Modell hat wesentlich zur virtuellen Erarbeitung von Prozesswissen bzgl. der Strömungsvorgänge im HSST beigetragen und sich dabei als numerisch äußerst robust und komfortabel anwendbar erwiesen. Dennoch haben sich bei der Durchführung der Simulationen einige Probleme aufgezeigt, die bislang nicht vollends zufriedenstellend gelöst werden konnten. Hier ist eine Erweiterung des Material-Modells bzw. eine Kopplung mit weiteren Modellen wünschenswert. So erweist sich etwa die Darstellung der Feststoff-Schmelze-Trennung mittels der Plastifizierhülse bzw. mit der Schneckenhülse als grundsätzlich umsetzbar, jedoch zeigen die berechneten Druckprofile i. d. R. unrealistisch hohe Druckniveaus unmittelbar vor dem Sperrsteg der Plastifizierschnecke auf. Die Ursache konnte bereits ausfindig gemacht, aber noch nicht behoben werden. Da der Feststoff durch das Material-Modell als hochviskose Schmelze interpretiert wird, ist dieser – unter Voraussetzung eines ausreichend hohen Drucks – stets frei verformbar und fließfähig. Eine vollständige Undurchlässigkeit der Bohrungen für unaufgescholzenes Material und somit ein

schlichtes Aufstauen von Feststoff vor dem Sperrsteg ist mit einem CFD-Solver somit nicht quantitativ darstellbar. Ein möglicher Lösungsansatz könnte die Verwendung einer Porous-Media-Zone mit temperaturabhängiger Permeabilität im Bereich der Bohrungen sein, die Schmelze ungehindert passieren lässt, für Feststoff hingegen vollständig verschlossen ist.

Ein weiteres Problem, das durch die Darstellung des Feststoffs mittels einer hochviskosen Schmelze hervorgerufen wird, ist die von CFD-Solvern üblicherweise getroffene Annahme der Wandhaftung. Diese Annahme ist für Feststoff nicht zulässig, da dieser nicht an den metallischen Oberflächen von Schnecke und Zylinder haftet. Wie an entsprechender Stelle bereits erläutert wurde, wird zur Korrektur dieser fehlerhaften Annahme per UDF eine Minimaltemperatur adiabater Oberflächen realisiert, wodurch die Bildung eines dünnen Schmelzefilms zwischen Feststoffbett und Schnecke bzw. Schneckenhülse gewährleistet wird. Die gewählte Minimaltemperatur beeinflusst jedoch wiederum das Druckaufbauvermögen des Systems und stellt daher einen Unsicherheitsfaktor bzgl. der Simulationsergebnisse dar. Die Berücksichtigung metallischer Komponenten und der Wärmeaustausch durch Wärmeleitung in diesen sind für zukünftige Simulationen daher anzustreben. Der mit einhergehende Anstieg in der Komplexität der Berechnung und der dafür benötigten Rechenzeit ist jedoch zu berücksichtigen. Gleiches gilt für einen Wechsel von einer stationären Betrachtung zu einer zeitabhängigen Simulation, die sicher zu einer genaueren Darstellung des realen Extrusionsprozesses führt und außerdem eine bessere Berücksichtigung der dynamischen, heizratenabhängigen Schmelzabläufe ermöglichen dürfte.

Trotz der genannten Problempunkte konnten mithilfe der CFD-Simulationen sehr gute, qualitative Ergebnisse in der Untersuchung der Plastifizierungsvorgänge im HSST erzielt werden. Verbesserungspotenziale für den HSST mit statischer Plastifizierhülse, der den Ausgangspunkt für die eigenen Entwicklungsarbeiten in dieser Dissertation darstellt, konnten vor allem durch den Einsatz der CFD erkannt, nachgewiesen und zur Systemoptimierung genutzt werden. Hieraus ging der überarbeitete Prototyp des HSST hervor, der sich durch die Verwendung der o. g. frei rotierenden Schneckenhülse, einer verlängerten Einzugszone und den sogenannten Waben-DMR für High-Speed-Anwendungen auszeichnet. Durch die verlängerte Einzugszone kann mehr Material bis zum Eintritt in die Schneckenhülse anplastifiziert und die Bildung eines Schmelzefilms zwischen Feststoffbett und Schneckenhülse gewährleistet werden. Die Schmelzeförderung durch Rotation der Schneckenhülse soll der nachgewiesenen Rückströmung von Schmelze im äußeren Schmelzekanal aktiv entgegenwirken. Mit dem Waben-DMR wird letztlich der schon von Großmann geäußerten Forderung nach neuartigen Homogenisierungskonzepten für die High-Speed-Extrusion erstmals nachgekommen.

Die Leistungsfähigkeit des neuen HSST konnte durch reale Plastifizierungsversuche mit den gängigen Standard-Kunststoffen PE-LD, PE-LLD und PS (PP ist mit dem derzeitigen HSST

nicht verarbeitbar) nachgewiesen werden. Die genannten Kunststoffe lassen sich bei Schneckendrehzahlen von bis zu 1.000 min^{-1} und Durchsätzen zwischen $100 - 200 \text{ kg/h}$ verarbeiten. Die Verarbeitungsleistungen des Vorgängermodells aus den durchgeführten Vergleichsexperimenten werden dabei übertroffen. Der ehemals auftretende Ausstoß von Feststoffresten im Extrudat sollte zudem durch den nun genutzten dynamischen Mischer unterbunden werden. Erste Versuche an einer Blasfolienanlage bestätigen dies. Weitere ausgiebige Untersuchungen bzgl. der Schmelzequalität sind jedoch ratsam.

Eine weitere Steigerung der Leistungsfähigkeit des HSST erscheint aber noch immer möglich. So haben CFD-Analysen des HSST mit Schneckenhülse gezeigt, dass die Problematik einer rückströmenden Schmelze nicht gänzlich unterbunden, sondern lediglich eingedämmt werden konnte. Auch die angestrebte Vergleichmäßigung der Schmelzeabfuhr über der Länge der Schneckenhülse lässt sich noch weiter verbessern. Hier zeigt sich der durch die Plastifizierschnecke aufgebaute Druckgradient als kontraproduktiv. Eine Umkehr des Druckgradienten bzw. eine durchgehende Forcierung der Schmelzeabfuhr durch die Bohrungen der Schneckenhülse sind in Betracht zu ziehen. Dies könnte beispielsweise über das Design der Schnecke (mehrere Sperrstege, Wellenprofil am Schneckengrund, Gangsteigungsprofil u. ä.) oder ein entsprechend angepasstes Bohrungsmuster der Schneckenhülse umgesetzt werden. Wie Voruntersuchungen und auch die Versuche in Kapitel 5.3 allerdings gezeigt haben, birgt die Verwendung zusätzlicher Sperrelemente, Gangtiefenänderungen etc., die den Austritt der Schmelze durch die Bohrungen fördern sollen, stets das Risiko eines abnehmenden Durchsatzes. Daher könnte auch eine Vergrößerung des Schneckendurchmessers im Einzugsbereich, der bis kurz vor Eintritt in die Schneckenhülse auf die vorgesehenen 35 mm abnimmt, zielführend sein. Durch die so erzeugte Verjüngung des Strömungskanals wird ein Druckmaximum unmittelbar vor der Schneckenhülse hervorgerufen, sodass der Druckgradient mit der angestrebten Strömungsrichtung übereinstimmt. Zudem wird das freie Volumen im Einzugsbereich vergrößert und damit das Einrieseln von Granulat erleichtert. Dies dürfte sich positiv auf den spezifischen Durchsatz auswirken. Der benötigte Raum für die Durchmesserergrößerung ist ohnehin bereits verfügbar, da der Zylinderdurchmesser durch die 60 mm Schneckenhülse bestimmt wird.

Es gibt somit eine Vielzahl denkbarer, konstruktiver Optimierungsmöglichkeiten. Diese alle mithilfe der CFD virtuell zu testen, ist aufgrund des hohen Arbeits- und Zeitaufwandes ausgeschlossen. Ein speziell auf den HSST zugeschnittenes, schnell arbeitendes Tool auf Grundlage analytischer Berechnungsvorschriften zur Vorauslegung und Überprüfung vielversprechender Ansätze ist daher wünschenswert. Der 3D-Simulationsaufwand könnte so auf ein Minimum reduziert werden. Eine erste Version eines solchen Tools ist bereits in Bearbeitung und zeigt erfolgsversprechende Ansätze [Leo15, Schr15].

7 Verzeichnisse

7.1 Literaturverzeichnis

- [AB15] Avila, J.; Bonten, C.: *Aufschmelzleistung eines Einschneckenextruders mit genuteter Plastifizierungszone*, 24. Stuttgarter Kunststoffkolloquium, Stuttgart, 2015
- [AG+06] Altinkaynak, A.; Gupta, M.; Spalding, M. A.; Crabtree, S. L.: *Investigation of Melting in a Single-Screw Extruder*, SPE ANTEC Conference, Charlotte (North Carolina), USA, 2006
- [AG+07] Altinkaynak, A.; Gupta, M.; Spalding, M. A.; Crabtree, S. L.: *Numerical Investigation of the Effect of Screw Temperature on the Melting Profile in a Single-Screw Extruder*, SPE ANTEC Conference, Cincinnati (Ohio), USA, 2007
- [AG+11] Altinkaynak, A.; Gupta, M.; Spalding, M. A.; Crabtree, S. L.: *Melting in a Single Screw Extruder – Experiments and 3D Finite Element Simulations*, International Polymer Processing, Vol. 26, Nr. 2, S. 182-197, 2011
- [AG+14] Altinkaynak, A.; Gupta, M.; Spalding, M. A.; Crabtree, S. L.: *An Investigation of Melting and Metering Section in a Single-Screw Extruder*, SPE ANTEC Conference, Las Vegas (Nevada), USA, 2014
- [AG+15] Avila-Alfaro, J. A.; Grünschloß, E.; Epple, S.; Bonten, C.: *Analysis of a Single Screw Extruder with a Grooved Plasticating Barrel – Part I: The Melting Model*, International Polymer Processing Vol. 30, S. 284 – 296, 2015
- [Alt10] Altinkaynak, A.: *Three Dimensional Finite Element Simulation of Polymer Melting and Flow in a Single Screw Extruder: Optimization of Screw Channel Geometry*, Dissertation, Michigan Technological University, 2010
- [Ans13] Ansys Inc.: *Ansys Fluent Theory Guide*, Release 2013
- [APS09] Anger, K.; Potente, H.; Schöppner, V.: *Dynamic Temperature and Pressure Measurement in Polymer Processing*, Zeitschrift Kunststofftechnik / Journal of Plastics Technology, Vol. 5, Nr. 1, S. 32-47, 2009
- [Bar99] Barr, R.: *Extruder Screw with internal Bore for Melt Transport*, European Patent EP1057612A1, 1999
- [Bec59] Beck, E.: *Leistungssteigerung bei Schneckenpressen*, Kunststoffe, Vol. 49, Nr. 7, S. 315-321, 1959
- [BMS14] Bührig-Polaczek, A.; Michaeli, W.; Spur, G.: *Handbuch Urformen*, Carl Hanser Verlag, München, 2014
- [Bög12] Böge, A.: *Formeln und Tabellen – Maschinenbau*, 3. Aufl., Vieweg Teubner Verlag, Wiesbaden, 2012
- [Bon14] Bonten, C.: *Kunststofftechnik – Einführung und Grundlagen*, 1. Aufl., Carl Hanser Verlag, München, 2014
- [Car68] Carreau, P. G.: *Rheological Equations from Molecular Network Theories*, Ph. D. Thesis, University of Wisconsin, 1968

- [CB15] Celik, O.; Bonten, C.: *Dreidimensionale Simulation der genuteten Einzugszone eines Einschnckenextruders*, 24. Stuttgarter Kunststoffkolloquium, Stuttgart, 2015
- [CD+07] Capone, C.; Di Landro, L.; Penco, M.; Sartore, L.: *Thermal and Mechanical Degradation during Polymer Extrusion Processing*, Polymer Engineering & Science, Vol. 47, Nr. 11, S. 1813-1819, 2007
- [Chu11] Chung, C. I.: *Extrusion of Polymers: Theory and Practice*, 2. Aufl., Carl Hanser Verlag, München, 2011
- [Con08] Conzen, C.: *Numerische und experimentelle Untersuchungen zu Transportvorgängen in Schneckenmaschinen*, Dissertation, Universität Kassel, 2008
- [CRO07] Costa, H. M.; Ramos, V. D.; Oliveira, M. G.: *Degradation of Polypropylene (PP) during multiple Extrusions: Thermal Analysis, Mechanical Properties and Analysis of Variance*, Polymer Testing, Vol. 26, Nr. 5, S. 676-684, 2007
- [Don71] Donovan, R. C.: *A Theoretical Melting Model for Plasticating Extruders*, Polymer Engineering and Science, Vol. 11, Nr. 3, S. 247-257, 1971
- [EEB15] Epple, S.; Erb, T.; Bonten, C.: *Die Mischung macht den Unterschied*, <http://www.plasticker.de>, 11.05.2015
- [EF75] Edmondson, I. R.; Fenner, R. T.: *Melting of Thermoplastics in Single Screw Extruders*, Polymer, Vol 16, Nr. 1, S. 49-56, 1975
- [EGB12] Epple, D.; Grünschloß, E.; Bonten, C.: *Mischergebnisse im Einschnckenextruder*, Kunststoffe 4/2012, Carl Hanser Verlag, München, S. 58 – 61, 2012
- [EHE08] Eyerer, P.; Hirth, T.; Elsner, P.: *Polymer Engineering – Technologien und Praxis*, 1. Aufl., Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, 2008
- [EL+84] Elbirli, B.; Lindt, J. T.; Gottgetreu, S. R.; Baba, S. M.: *Mathematical Modeling of Melting of Polymers in a Single-Screw Extruder*, Polymer Engineering and Science, Vol. 24, Nr. 12, S. 988-999, 1984
- [EP13] Ehrenstein, G.; Pongratz, S.: *Resistance and Stability of Polymers*, Carl Hanser Verlag, München, 2013
- [ERT03] Ehrenstein, G. W.; Riedel, G.; Trawiel, P.: *Praxis der thermischen Analyse von Kunststoffen*, 2. Aufl., Carl Hanser Verlag, München, 2003
- [FP08] Ferziger, J. H.; Peric, M.: *Numerische Strömungsmechanik*, 1. Aufl., Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, 2008
- [Gor11] Gorczyca, P.: *Analyse und Optimierung von Einschnckenextrudern mit schnell drehenden Schnecken*, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2011
- [Gra12] Grammel, S.: *3D-Modellierung des Aufschmelzvorgangs im Einschnckenextruder*, 26. Internat. Kunststofftechnisches Kolloquium des IKV, Aachen, 2012
- [Gro11] Großmann, M.: *Leistungs- und Effizienzsteigerung in der Einschnckenextrusion durch alternative Plastifiziertchnik*, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2011

- [Grü02] Grünschloß, E.: *A new style Single Screw Extruder with improved Plastification and Output Power*, International Polymer Processing, Vol. 17, Nr. 4, S. 291-300, 2002
- [Grü03] Grünschloß, E.: *A powerful universal Plasticating System for Single-Screw Extruders and Injection-Moulding Machines*, International Polymer Processing, Vol. 18, Nr. 3, S. 226-234, 2003
- [Grü06] Grünschloß, E.: *Der HELIBAR-Einschneckenextruder mit verbesserter Plastifizier- und Förderleistung*, Der Einschneckenextruder von Morgen, VDI-Verlag, Düsseldorf, 2006
- [Grü07] Grünschloß, E.: *HELIBAR – a powerful Single Screw Plasticizing System*, SPE ANTEC Conference, Cincinnati (Ohio), USA, 2007
- [HG13] Hopmann, C.; Grammel, S.: *Plastifizierzone virtuell auslegen*, Kunststoffe 10/2013, S. 220-224, Carl Hanser Verlag, München, 2013
- [HI+11] Herwaarden, S. van; Iervolino, E.; Herwaarden, F. van; Wijffels, T.; Leenaers, A.; Mathot, V.: *Design, Performance and Analysis of Thermal Lag of the UFS1 Twin-Calorimeter Chip for Fast Scanning Calorimetry using the Mettler-Toledo Flash DSC 1*, Thermochimica Acta, Vol. 522, Nr. 1–2, S. 46-52, 2011
- [HKG12a] Hopmann, C.; Kremer, C.; Grammel, S.: *Predicting the Melting Behaviour within a Single Screw Extruder using 3D FVM Simulations*, Proceedings of the 28th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Pattaya, Thailand, 2012
- [HKG12b] Hopmann, C.; Kremer, C.; Grammel, S.: *Simulation als Hilfsmittel zur Optimierung von Extruderschnecken*, IKV-Fachtagung – Folienextrusion, Aachen, 2012
- [HM15] Hopmann, C.; Michaeli, W.: *Einführung in die Kunststoffverarbeitung*, 7. Aufl., Carl Hanser Verlag, München, 2015
- [Hoe14] Hörmann, H.: *Theoretische und experimentelle Betrachtung schnelllaufender Einschneckenextruder*, Dissertation, Universität Paderborn, 2014
- [HX03] Huang, J. C.; Xua, J.: *Thermal Degradation of Polypropylene in a Capillary Rheometer*, International Journal of Polymeric Materials, Vol. 52, Nr. 3, S. 203-209, 2003
- [IH10] Ilinca, F.; Heti, J.-F.: *Three-Dimensional Finite Element Solution of the Flow in Single and Twin-Screw Extruders*, International Polymer Processing: Vol. 25, Nr. 4, S. 275-286, 2010
- [Imh04] Imhoff, A.: *Dreidimensionale Beschreibung der Vorgänge in einem Einschneckenextruder*, Dissertation, RWTH Aachen, 2004
- [Joh04] Johannaber, F.: *Kunststoff-Maschinenführer*, Carl Hanser Verlag, München, Wien, 2004
- [Kac04] Kaczmarek, D.: *Feststoffförderung und alternative Plastifizierung bei der Extrusion*, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2004
- [KB15a] Kast, O.; Bonten, C.: *Schnelllaufende Einschneckenextruder mit genuteter Plastifizierzone*, 24. Stuttgarter Kunststoffkolloquium, Stuttgart, 2015

- [KB15b] Kast, O.; Bonten, C.: *Untersuchung eines schnelllaufenden Einschneckenextruders mit wendelgenuteter Plastifizierungszone*, Zeitschrift Kunststofftechnik / Journal of Plastics Technology, Vol. 11, Nr. 3, S. 180-204, 2015
- [Koc87] Koch, M.: *Berechnung und Auslegung von Nutbuchsenextrudern*, Dissertation, Universität-GH Paderborn, 1987
- [LE85] Lindt, J. T.; Elbirli, B.: *Effect of the Cross-Channel Flow on the Melting Performance of a Single-Screw Extruder*, Polymer Engineering and Science, Vol. 25, Nr. 7, S. 412-418, 1985
- [Lec14] Lecheler, S.: *Numerische Strömungsberechnung*, 3. Aufl., Springer Vieweg, Wiesbaden, 2014
- [Lim13] Limper, A.: *Verfahrenstechnik der Thermoplastextrusion*, Carl Hanser Verlag, München, 2013
- [Lin76] Lindt, J. T.: *A Dynamic Melting Model for a Single-Screw Extruder*, Polymer Engineering and Science, Vol. 16, Nr. 4, S. 284-291, 1976
- [Lin81] Lindt, J. T.: *Pressure Development in the Melting Zone of a Single-Screw Extruder*, Polymer Engineering & Science, Vol. 21, Nr. 17, S. 1162-1166, 1981
- [Lin85] Lindt, J. T.: *Mathematical Modeling of Melting of Polymers in a Single-Screw Extruder – A Critical Review*, Polymer Engineering and Science, Vol. 25, Nr. 10, S.585-588, 1985
- [LO13] Laurien, E.; Oertel, H. jr.: *Numerische Strömungsmechanik*, 5. Aufl., Springer Vieweg, Wiesbaden, 2013
- [LS+12] Littek, S.; Schneider, M.; Huber, K.; Schöppner, V.: *Messungen zum Materialabbau von Polypropylen*, Zeitschrift Kunststofftechnik / Journal of Plastics Technology, Vol. 8, Nr. 4, S. 415-438, 2012
- [LS12] Littek, S.; Schöppner, V.: *Modeling the molecular weight loss in single screw extrusion*, 15th International Scientific Conference on Polymeric Materials, Halle (Saale), 2012
- [LS14a] Leßmann, J.-S.; Schöppner, V.: *Validation of Discrete Element Simulations in the Field of Solids Conveying in Single-Screw Extruders*, Proceedings of the 30th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Cleveland (Ohio), USA, 2014
- [LS14b] Littek, S.; Schöppner, V.: *Berechnung des Materialabbaus von Thermoplasten während des Plastifizierungsvorgangs*, Polymertec 2014, Merseburg (Deutschland), 2014
- [LS14c] Littek, S.; Schöppner, V.: *Measurement and Calculation of the Material Degradation of Polystyrene and Modeling of the Degradation by using REX*, Proceedings of the 30th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Cleveland (Ohio), USA, 2014
- [LS15a] Leßmann, J.-S.; Schöppner, V.: *Discrete Element Simulations and Validation Tests Investigating Solids-Conveying Processes with Pressure Buildup in Single Screw Extruders*, Proceedings of the 31st International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Jeju Island, Korea, 2015

- [LS15b] Leßmann, J.-S.; Schöppner, V.: *Parameterization and Validation of Discrete Element Simulations Regarding the Pressure Propagation in Plastic Pellets Bulk*, SPE ANTEC Conference, Orlando (Florida), USA, 2015
- [LSH13] Littek, S.; Schöppner, V.; Huber, K.: *Comparison between the calculated and measured Molecular Weight Loss in Single Screw Extrusion*, Proceedings of the 29th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Nürnberg, 2013
- [Mad59] Maddock, B. H.: *A Visual Analysis of Flow and Mixing in Extruder Screws*, SPE Journal, Nr. 5, S. 383-389, 1959
- [Mar08] Markov, A. V.: *Rheologisches Verhalten hochgefüllter Kunststoffe. Einfluss der Füllstoffe*, Materialwissenschaft und Werkstofftechnik, Vol. 39, Nr. 3, S. 227–233, 2008
- [MGB15] Musialek, M.; Geiger, K.; Bonten, C.: *Modellierung und Vorhersage des Fließverhaltens hochgefüllter Kunststoffe*, 24. Stuttgarter Kunststoffkolloquium, Stuttgart, 2015
- [MH+11] Menges, G., Haberstroh, E., Michaeli, W., Schmachtenberg, E.: *Menges Werkstoffkunde Kunststoffe*, 6. Aufl., Carl Hanser Verlag, München, 2011
- [MH13] Mang, H. A.; Hofstetter, G.: *Festigkeitslehre*, 4. Aufl., Springer Vieweg Verlag, Berlin, Heidelberg, 2013
- [MHG11] Michaeli, W., Hopmann, C., Grammel, S.: *Three Dimensional Finite Volume Method Simulation of the Melting Zone in a Single-Screw Extruder*, SPE EuroTec Conference, Barcelona, Spanien, 2011
- [MHG12] Michaeli, W., Hopmann, C., Grammel, S.: *A Fully Three Dimensional Numerical Approach Simulating the Melting Zone in a Single-Screw Extruder*, SPE ANTEC Conference, Orlando (Florida), USA, 2012
- [Mic01] Michels, R.: *Barriereschnecken*, 6. Fachtagung Neuigkeiten in der Extrusion, Würzburg, 2001
- [Mic05] Michels, R.: *Verbesserung der Verarbeitungsbandbreite und der Leistungsfähigkeit von Einschneckenextrudern*, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2005
- [MM59] Mohr, W. D.; Mallouk, R. S.: *Flow, Power Requirement and Pressure Distribution of Fluid in a Screw Extruder*, Industrial and Engineering Chemistry Vol.51 No.6 S.765-770, 1959
- [MP+11] Mathot, V.; Pyda, M.; Pijpers, T.; Poel, G. V.; Kerkhof, E.; Herwaarden, S.; Herwaarden, F.; Leenaers, A.: *The Flash DSC 1, a power compensation twin-type, chip-based Fast Scanning Calorimeter (FSC): First Findings on Polymers*, Thermochemica Acta, Vol. 522, Nr. 1-2, S. 36-45, 2011
- [MT04] Moysey, P. A.; Thompson, M. R.: *Investigation of Solids Transport in a Single-Screw Extruder using a 3D Discrete Particle Simulation*, Polymer Engineering and Science, Vol. 44, Nr. 12, S. 2203-2215, 2004

- [MT05] Moysey, P. A.; Thompson, M. R.: *Modelling the Solids Inflow and Solids Conveying of Single-Screw Extruders using the Discrete Element Method*, Powder Technology, Vol. 153, Nr. 2, S. 95-107, 2005
- [MT07] Moysey, P. A.; Thompson, M. R.: *Determining the Collision Properties of Semi-Crystalline and Amorphous Thermoplastics for DEM Simulations of Solids Transport in an Extruder*, Chemical Engineering Science, Vol. 62, Nr. 14, S. 3699–3709, 2007
- [MT08] Moysey, P. A.; Thompson, M. R.: *Discrete Particle Simulations of Solids Compaction and Conveying in a Single-Screw Extruder*, Polymer Engineering and Science, Vol. 48, Nr. 1, S. 62-73, 2008
- [OBR11] Oertel, H. jr.; Böhle, M.; Reviol, T.: *Strömungsmechanik*, 6. Aufl., Vieweg + Teubner Verlag, Wiesbaden, 2011
- [OR15] Osswald, T. A.; Rudolph, N.: *Polymer Rheology – Fundamentals and Applications*, 1. Aufl., Carl Hanser Verlag, München, 2015
- [Pap06] Pape, J.: *Grundlagen der Prozesssimulation von Einschnecken-konzepten zur Hochleistungsplastifizierung*, Dissertation, Universität Paderborn, 2006
- [PI+12] Poel, G.; Istrate, D.; Magon, A.; Mathot, V.: *Performance and Calibration of the Flash DSC 1, a new, MEMS-based Fast Scanning Calorimeter*, Journal of Therm. Analysis & Calorimetry, Vol. 110, Nr. 3, S. 1533-1546, 2012
- [PK87a] Potente, H.; Koch, M.: *Aufschmelz- und Druckverlauf in Extrudern (Teil 1)*, Plastverarbeiter, 38. Jg., S.112-116, 1987
- [PK87b] Potente, H.; Koch, M.: *Aufschmelz- und Druckverlauf in Extrudern (Teil 2)*, Plastverarbeiter, 38. Jg., S.166-172, 1987
- [Pla15] Plastics Europe: *Plastics – the Facts 2015*, www.plasticseurope.org, 12.11.2015
- [Poh03] Pohl, T.: *Entwicklung schnelldrehender Einschneckensysteme für die Kunststoffverarbeitung auf Basis theoretischer Grundlagenuntersuchungen*, Dissertation, Universität Paderborn, 2003
- [Pot92] Potente, H.: *Rechnergestützte Extruderauslegung*, Kunststofftechnisches Seminar, Universität-GH Paderborn, 1992
- [PP06] Pohl, T.; Potente, H.: *Materialabbau während der Verarbeitung auf Einschneckenmaschinen*, Zeitschrift Kunststofftechnik / Journal of Plastics Technology, Vol. 2, Nr. 3, S. 1-14, 2006
- [Pre79] Predöhl, W.: *Technologie extrudierter Kunststofffolien*, VDI-Verlag GmbH, Düsseldorf, 1979
- [PS+08] Potente, H.; Schöppner, V.; Anger, K.; Giese, E.: *Messen unter Druck*, Kunststoffe 12/2008, Carl Hanser Verlag, München, S. 76-79, 2008
- [Rah08] Rahal, H.: *Alternative Methoden zur Feststoffförderung und Plastifizierung in der Extrusionstechnik*, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2008
- [Rot10] Roth, M.: *Schnelllaufende Einschnecken-Extruder – Entwicklungsstand*, VDI Tagungsband „Extrusionstechnik 2010“, S. 21-32, 2010

- [RS04] Rao, N. S., Schumacher, G.: *Design Formulas for Plastics Engineers*, 2. Aufl., Carl Hanser Verlag, München, 2004
- [Scha07] Schawe, J. E. K.: *An Analysis of the meta stable Structure of Poly(ethylene Terephthalate) by conventional DSC*, Thermochemica Acta, Vol. 461, Nr. 1-2, S. 145-152, 2007
- [Scha11] Schawe, J. E. K.: *Flash DSC 1: A novel fast Differential Scanning Calorimeter*, Proceedings of the 27th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Marrakech, Morocco, 2011
- [Schä99] Schäfer, M.: *Numerik im Maschinenbau*, 1. Aufl., Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, 1999
- [Schö94] Schöppner, V.: *Simulation der Plastifiziereinheit von Einschnckenextrudern*, Dissertation, Universität-GH Paderborn, 1994
- [Schu08] Schut, J. H.: *High-Speed Extrusion – Are you ready for the Fast Lane?*, Plastics Technology, No.10, Gardner Business Media, Cincinnati (USA), 2008
- [Sem91] Semmekrot, G.: *Distributive Mixer Device*, US Patent US5013233, 1991
- [SH12] Schawe, J. K. E.; Hempel, E.: *Investigation of Structure Formation of Semi-Crystalline Polymers at high Supercooling and Reorganization during Reheating*, Proceedings of the 28th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Pattaya, Thailand, 2012
- [SH13] Schöppner, V.; Hörmann, H.: *Optimizing High-Speed-Screws for Applications requiring high Melt Temperatures*, 29th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Nürnberg, 2013
- [SHW11] Schöppner, V.; Hörmann, H.; Weddige, R.: *Analyse des Prozessverhaltens schnelllaufender Einschnckenextruder*, VDI-Jahrestagung – Extrusionstechnik, Bonn, 2011
- [SK78] Schulze-Kadelbach, R.: *Fließverhalten gefüllter Polymerschmelzen*, Dissertation, RWTH Aachen, 1978
- [SL+12] Schöppner, V.; Leßmann, J.-S.; Weddige, R.; Porsch, A.: *Dimensionless Model of the Solids Throughput of Single-Screw Smooth Barrel Extruders regarding the Feed Section Parameters*, Proceedings of the 28th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Pattaya, Thailand, 2012
- [SM97] Schwaigerer, S.; Mühlenbeck, G.: *Festigkeitsberechnung im Dampfkessel-, Behälter- und Rohrbau*, 5. Aufl. Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, 1997
- [Ste92] Stenzel, H.: *Grundlagen zur verfahrenstechnischen Auslegung von Barrierschncken in Glattrohr- und Nutbuchsenextrudern*, Dissertation, Universität-GH Paderborn, 1992
- [Str61] Street, L. F.: *Plastifying Extrusion*, International Plastics Engineering, Vol. 1, S. 289-296, 1961
- [Syr00] Syrjäla, S.: *A new Approach for the Simulation of Melting in Extruders*, Intern. Comm. in Heat and Mass Transfer, Vol. 27, Nr. 5, S. 623-634, 2000

- [Tad66] Tadmor, Z.: *Fundamentals of Plasticating Extrusion*, Polymer Engineering and Science, Vol. 6, S. 185-190, 1966
- [TB72a] Tadmor, Z., Broyer, E.: *Solids Conveying in Screw Extruders – Part 1: A Modified Isothermal Model*, Polymer Engineering and Science, Vol. 12, Nr. 1, S. 12-24, 1972
- [TB72b] Tadmor, Z., Broyer, E.: *Solids Conveying in Screw Extruders – Part 2: Non Isothermal Model*, Polymer Engineering and Science, Vol. 12, Nr. 5, S. 378-386, 1972
- [TDK67] Tadmor, Z., Duvdevani, J., Klein, I.: *Melting in Plasticating Extruders – Theory and Experiments*, Polymer Engineering and Science, Vol. 7, Nr. 5, S. 198-217, 1967
- [TG06] Tadmor, Z., Gogos, C. G.: *Principles of Polymer Processing*, Second Edition, John Wiley & Sons, Inc., New Jersey, 2006
- [TJ12] Tochacek, J.; Jancar, J.: Processing Degradation Index (PDI) – A quantitative Measure of Processing Stability of Polypropylene Polymer Testing, Vol. 31, Nr. 8, S. 1115-1120, 2012
- [TK70] Tadmor, Z., Klein, I.: *Engineering Principles of Plasticating Extrusion*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1970
- [TK72] Tadmor, Z., Kacir, L.: *Solids Conveying in Screw Extruders – Part 3: The Delay Zone*, Polymer Engineering and Science, Vol. 12, Nr. 5, S. 387-395, 1972
- [TT+14] Toda, A.; Taguchi, K.; Nozaki, K.; Misuzu, K.: *Melting Behaviors of Polyethylene Crystals: An Application of Fast-Scan DSC*, Polymer, Vol. 55, Nr. 4, S. 3186-3194, 2014
- [Wen10] Wendt, J. F.: *Computational Fluid Dynamics*, 3. Aufl., Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, 2010
- [WLF55] Williams, M. L., Landel, R. F., Ferry, J. D.: *The Temperature Dependence of Relaxation Mechanisms in amorphous Polymers and other glass-forming Liquids*, Journal of the American Chem. Society, Vol. 77, Nr. 14, S. 3701-3707, 1955
- [WM97] Wortberg, J.; Michels, R.: *Innovative Entwicklungen in der Einschneckenextrusion – Möglichkeiten und Grenzen der Hochleistungsextrusion*, Der Einschneckenextruder, VDI-Gesellschaft Kunststofftechnik, 1997
- [Wor93] Wortberg, J.: *Schneckenkonzepte für die Hochleistungsextrusion – Barrierschnecken*, Einschneckenextruder – Grundlagen und Systemoptimierung, VDI-Gesellschaft Kunststofftechnik, Düsseldorf, S. 139-171, 1993
- [WP02] White, J. L.; Potente, H.: *Screw Extrusion – Science and Technology*, Carl Hanser Verlag, München, 2002

Im Rahmen dieser Arbeit entstandene Veröffentlichungen

- [KNW16] Karrenberg, G.; Neubrech, B.; Wortberg, J.: *CFD-Simulation der Kunststoffplastifizierung in einem Extruder mit durchgehend genutetem Zylinder und Barrierschnecke*, Zeitschrift Kunststofftechnik / Journal of Plastics Technology, eingereicht am 12.02.2016
- [KW13a] Karrenberg, G., Wortberg, J.: *3D-CFD-Simulation of Melting Processes in a High-Speed-Extruder with Solid-Melt-Separation*, Proceedings of the 29th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Nürnberg, 2013
- [KW13b] Karrenberg, G., Wortberg, J.: *3D-CFD-Simulation of Polymer Plastification in a Single Screw Extruder under High-Speed Conditions*, SPE ANTEC Conference, Cincinnati (Ohio), USA, 2013
- [KW14a] Karrenberg, G. Wortberg, J.: *Development of a custom Material Model for 3D-CFD-Simulation of Melting Processes in Polymer Processing*, SPE ANTEC Conference, Las Vegas (Nevada), USA, 2014
- [KW14b] Karrenberg, G. Wortberg, J.: *A High Speed Extruder with floating Screw Sleeve for Solid-Melt-Separation*, SPE ANTEC Conference, Las Vegas (Nevada), USA, 2014
- [KW14c] Karrenberg, G. Wortberg, J.: *Development of a High Speed Extrusion Concept using a floating Screw Sleeve for Solid-Melt-Separation*, Proceedings of the 30th International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Cleveland (Ohio), USA, 2014
- [KW14d] Karrenberg, G. Wortberg, J.: *Neuentwicklungen in der Extrudertechnologie*, VDI-Wissensforum – Der Einschneckenextruder, Bad Vilbel, 2014
- [KW15a] Karrenberg, G. Wortberg, J.: *A modified Dynamic Mixing Ring Device for the Application in High Speed Extruders*, Proceedings of the 31st International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Jeju Island, Korea, 2015
- [KW15b] Karrenberg, G. Wortberg, J.: *A High Speed Extrusion Concept with floating Screw Sleeve and improved Solid-Melt-Separation*, Proceedings of the 31st International Conference of the Polymer Processing Society (PPS), Jeju Island, Korea, 2015
- [KW15c] Karrenberg, G. Wortberg, J.: *Alternative Plastifizierkonzepte für die High-Speed-Extrusion – Der High-Speed-S-Truder mit rotierender Schneckenhülse*, Zeitschrift Kunststofftechnik / Journal of Plastics Technology, Vol. 11, Nr. 5, S. 328-354, 2015

Im Rahmen dieser Arbeit betreute Abschlussarbeiten

- [Boh12] Bohnes, Katharina: *Vergleich und Erprobung unterschiedlicher Darstellungsmethoden von Plastifizier- und Extrusionsprozessen in CFD-Simulationen*, Bachelorarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2012
- [Bur13] Burgfeld, Michael: *Inbetriebnahme und Erprobung des Betriebsverhaltens eines High-Speed-Extruders mit frei rotierender Schneckenhülse zur Feststoff-Schmelze-Trennung*, Masterarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2013
- [Leo15] Leopold, Florian: *Entwicklung eines Berechnungs-Tool zur Vorhersage von Schneckenhülsendrehzahlen*, Masterarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2015
- [Schr15] Schröder, Matthias: *Entwicklung eines Software-Tools zur Vorauslegung des High-Speed-S-Truders mit rotierender Schneckenhülse*, Masterarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2015
- [Schu15] Schulz, Katharina: *Simulative Auslegung und Erprobung einer Plastifizierschnecke zur gleichmäßigen Schmelzeabfuhr im High-Speed-S-Truder*, Masterarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2015
- [Wed13] Wedderwille, Leon: *Konzeptionierung eines Handschweißextruders mit alternativer Plastifizierung durch Feststoff-Schmelze-Trennung*, Bachelorarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2013

7.2 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.1: Aufbau eines Einschneckenextruders	4
Abbildung 2.2: Aufschmelzmodelle der konventionellen Schnecke (a) und der Barrierschnecke (b)	5
Abbildung 2.3: Kompaktiertes Aufschmelzen (a) und disperses Aufschmelzen (b) im Vergleich	12
Abbildung 2.4: Schematische Darstellung des HELIBAR-Extruders.....	14
Abbildung 2.5: Barr 2000 Schnecke mit unendlicher Gangsteigung.....	15
Abbildung 2.6: Aufschmelzmodelle des konventionellen Extruders (a) und des S-Truders (b).....	16
Abbildung 2.7: Qualitativer Vergleich des Aufschmelzverlaufs eines Standard-Extruders und eines S-Truders nach [Kac04]	16
Abbildung 2.8: Plastifizier- und Mischzone des HS-S-Truder-Konzept mit statischer Plastifizierhülse nach [Gro11].....	19
Abbildung 4.1: Aufbau des Drosselwerkzeugs mit Pinole und Dorn	23
Abbildung 4.2: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) mit statischer Hülse	24
Abbildung 4.3: Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) mit statischer Hülse.....	25
Abbildung 4.4: Plastifizierungsversuch mit HC 205 TF (PP-Homo.) mit statischer Hülse.....	26
Abbildung 4.5: Dünnschnitte nach Schneckenzugversuch für den High-Speed-S-Truder mit statischer Plastifizierhülse	28
Abbildung 4.6: Verlauf der Meltfraction-Funktion für PE-LD (Lupolen 2420 D).....	45
Abbildung 4.7: Modifizierte WLF-Funktion für PE-LD (Lupolen 2420 D).....	47
Abbildung 4.8: Fitting der Viskosität für PE-LD (Lupolen 2420 D)	48
Abbildung 4.9: Fitting der spez. Enthalpie für PE-LD (Lupolen 2420 D)	49
Abbildung 4.10: Spez. Wärmekapazität für PE-LD (Lupolen 2420 D)	50
Abbildung 4.11: Fitting des spez. Volumens und der Dichte für PE-LD (Lupolen 2420 D)...	51
Abbildung 4.12: Fitting der Wärmeleitfähigkeit für PE-LD (Lupolen 2420 D)	52
Abbildung 4.13: Dissipationskurven (exemplarisch) für PE-LD (Lupolen 2420 D)	53
Abbildung 4.14: Modell zur Heizratenabschätzung	56
Abbildung 4.15: Heizratenabschätzung für variierende Drehzahlen für PE-LD (Lupolen 2420 D)	57
Abbildung 4.16: MEMS-Sensor-Chip für die Mettler Toledo Flash-DSC 1	59

Abbildung 4.17: Messergebnisse der Flash-DSC-Analyse für PE-LD (Lupolen 2420 D)	61
Abbildung 4.18: Verlauf der Meltfraction-Funktion für niedrige und hohe Heizraten β (PE-LD).....	64
Abbildung 4.19: Änderung der Materialeigenschaften bei hohen Heizraten β (PE-LD)	65
Abbildung 4.20: CFD-Simulationsraum des HSST mit statischer Plastifizierhülse.....	67
Abbildung 4.21: CFD-Randbedingungen des HSST mit stehender Plastifizierhülse	69
Abbildung 4.22: Simulierte Meltfraction-Verteilung im HSST mit stehender Plastifizierhülse	70
Abbildung 4.23: Simulierte Druck-Verteilung im HSST mit stehender Plastifizierhülse.....	71
Abbildung 4.24: Simulierte Temperatur-Verteilung im HSST mit stehender Plastifizierhülse	72
Abbildung 5.1: Plastifizier- und Mischzone des HS-S-Truder mit rotierender Schneckenhülse.....	75
Abbildung 5.2: Aufbau des High-Speed-S-Truder mit rotierender Schneckenhülse	77
Abbildung 5.3: Referenzschnecke des High-Speed-S-Truder	78
Abbildung 5.4: Schneckenhülse des High-Speed-S-Truder	80
Abbildung 5.5: Abschätzung der Schneckenhülsendrehzahl mit REX für PE-LD, PP und PS	82
Abbildung 5.6: Prinzipskizze des Sägezahn-Druckprofils pro Schneckenumdrehung über der Zeit.....	84
Abbildung 5.7: Auswertung des Sägezahn-Druckprofils in LabView2010.....	85
Abbildung 5.8: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-2 für Lupolen 2420 F (PE-LD)	87
Abbildung 5.9: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-2 für Lupolen 2420 D (PE-LD).....	87
Abbildung 5.10: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-4 für Lupolen 2420 D (PE-LD)	89
Abbildung 5.11: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-4 für PS 165 N (PS) ...	89
Abbildung 5.12: Vergleich der Referenz-Schnecke mit Schnecke 6-4 für Dowlex NG 5056G (PE-LLD).....	90
Abbildung 5.13: Auswirkungen der Materialvorwärmung für Lupolen 2420 D (PE-LD).....	91
Abbildung 5.14: CFD-Simulationsraum des HSST mit rotierender Schneckenhülse	93
Abbildung 5.15: CFD-Randbedingungen des HSST mit rotierender Schneckenhülse.....	93

Abbildung 5.16: Simulierte Meltfraction-Verteilung im HSST mit rotierender Schneckenhülse	94
Abbildung 5.17: Simulierte Druck-Verteilung im HSST mit rotierender Schneckenhülse	95
Abbildung 5.18: Simulierte Temperatur-Verteilung im HSST mit rotierender Schneckenhülse	96
Abbildung 5.19: DMR mit kalottenförmigen Aussparungen und frei rotierender Hülse	98
Abbildung 5.20: DMR mit wabenförmigen Aussparungen und frei rotierender Hülse	103
Abbildung 5.21: Auswirkungen der DMR-Anpassungen auf Temperaturanstieg und Druckbedarf	104
Abbildung 5.22: Plastifizier- und Mischzone des HSST mit gekürzter, rotierender Schneckenhülse	105
Abbildung 5.23: Vergleich der kurzen und langen Schneckenhülse für Lupolen 2420 D (PE-LD)	106
Abbildung 5.24: Vergleich der kurzen und langen Schneckenhülse für Dowlex NG 5056 G (PE-LLD)	107
Abbildung 5.25: Vergleich der kurzen und langen Schneckenhülse für Lupolen 2420 F (PE-LD)	108
Abbildung 5.26: CFD-Simulationsraum des HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse	109
Abbildung 5.27: CFD-Randbedingungen des HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse	110
Abbildung 5.28: Simulierte Meltfraction-Verteilung im HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse	110
Abbildung 5.29: Simulierte Druck-Verteilung im HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse	111
Abbildung 5.30: Simulierte Temperatur-Verteilung im HSST mit rotierender, kurzer Schneckenhülse	112

7.3 Tabellenverzeichnis

Tabelle 4.1:	Prozessdaten des Referenz-Betriebpunktes.....	26
Tabelle 4.2:	Vor- und Nachteile verschiedener Darstellungen von rotierenden Extruderschnecken in CFD-Simulationen.....	43
Tabelle 5.1:	Abschätzung der Schneckenhülsendrehzahl mit REX für PE-LD, PP und PS.....	83
Tabelle A.1:	Viskosität – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD).....	139
Tabelle A.2:	Wärmeleitfähigkeit – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD).....	140
Tabelle A.3:	Dichte und spez. Volumen – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD).....	141
Tabelle A.4:	Spez. Enthalpie und spez. Wärmekapazität – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD).....	142
Tabelle A.5:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [1/6].....	143
Tabelle A.6:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [2/6].....	144
Tabelle A.7:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [3/6].....	145
Tabelle A.8:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [4/6].....	146
Tabelle A.9:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) (vorgewärmt) [5/6].....	147
Tabelle A.10:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [6/6].....	148
Tabelle A.11:	Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [1/4].....	149
Tabelle A.12:	Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [2/4].....	150
Tabelle A.13:	Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [3/4].....	151
Tabelle A.14:	Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [4/4].....	152
Tabelle A.15:	Plastifizierungsversuch mit HC 205 TF (PP-Homo.).....	153
Tabelle A.16:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 F (PE-LD) [1/3].....	154
Tabelle A.17:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 F (PE-LD) [2/3].....	155
Tabelle A.18:	Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 F (PE-LD) [3/3].....	156
Tabelle A.19:	Plastifizierungsversuch mit Styrolution PS 165 N (PS) [1/2].....	157
Tabelle A.20:	Plastifizierungsversuch mit Styrolution PS 165 N (PS) [2/2].....	158

A Anhang

A.1 Navier-Stokes-Gleichungen

Massenerhaltung in kartesischen Koordinaten:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho w) = 0 \quad \text{A.1}$$

Impulserhaltung in X-Richtung in kartesischen Koordinaten:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho u) + \nabla \cdot (\rho u \bar{v}) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} + \rho f_x \quad \text{A.2}$$

Impulserhaltung in Y-Richtung in kartesischen Koordinaten:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho v) + \nabla \cdot (\rho v \bar{v}) = -\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z} + \rho f_y \quad \text{A.3}$$

Impulserhaltung in Z-Richtung in kartesischen Koordinaten:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho w) + \nabla \cdot (\rho w \bar{v}) = -\frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} + \rho f_z \quad \text{A.4}$$

Energieerhaltung in Abhängigkeit von der Enthalpie in kartesischen Koordinaten:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t} \left[\rho \left(h - \frac{p}{\rho} + \frac{\bar{v}^2}{2} + zg \right) \right] + \nabla \cdot \left[\rho \left(h + \frac{\bar{v}^2}{2} + zg \right) \bar{v} \right] \\ &= \rho \dot{q}_s + \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) \\ &+ \frac{\partial}{\partial x} (u \tau_{xx}) + \frac{\partial}{\partial y} (u \tau_{yx}) + \frac{\partial}{\partial z} (u \tau_{zx}) \\ &+ \frac{\partial}{\partial x} (v \tau_{xy}) + \frac{\partial}{\partial y} (v \tau_{yy}) + \frac{\partial}{\partial z} (v \tau_{zy}) \\ &+ \frac{\partial}{\partial x} (w \tau_{xz}) + \frac{\partial}{\partial y} (w \tau_{yz}) + \frac{\partial}{\partial z} (w \tau_{zz}) + \rho \bar{f} \cdot \bar{v} \end{aligned} \quad \text{A.5}$$

A.2 UDF-Programm-Code

```

/*****
/* Material-Model for polymeric Materials for Computation of      */
/* Melting Processes in CFD-Simulations - UDF(s) for ANSYS FLUENT */
/*-----*/
/* Developed and programmed by Gregor Karrenberg                  */
/*****/

/*****
/* Contents                                                         */
/*****
/*
/* - Material- and Processing-Parameter                            */
/* - Model-Parameter                                                */
/*   - Meltfraction-Parameter                                       */
/*   - Melting-Carreau-Parameter                                    */
/*   - Melting-cP-Parameter                                         */
/*   - Melting-Roh-Parameter                                        */
/*   - Melting-Lambda-Parameter                                     */
/*   - Dissipation-Parameter                                        */
/*   - Inlet-Parameter                                              */
/*
/* - Thread-IDs                                                     */
/*
/* - Adjust-Definitions                                             */
/*   - Meltfraction                                                 */
/*   - Surface-Min-Temperatures                                     */
/*   - UDM-Surface-Values                                           */
/*
/* - Property-Definitions                                           */
/*   - Melting-Carreau-WLF                                          */
/*   - Melting-cP (incl. h)                                         */
/*   - Melting-Roh                                                  */
/*   - Melting-Lambda                                               */
/*
/* - Sources                                                         */
/*   - Dissipation                                                  */
/*
/* - Profiles                                                        */
/*   - Inlet-Temperature                                            */
/*****/

#include "udf.h"
#include "mem.h"
#include "math.h"

/*****
/* Material- and Processing-Parameter                              */
/*****
/* Lupolen 2420d                                                    */
/* Processing Temperature      443.15 K - 493.15 K / 170 °C - 220 °C */
/* Melting Temperature        363.15 K - 493.15 K / 090 °C - 220 °C */
/* Heating Rate                ~12.000 [K/s]                       */
/*****/

```

```

/*****/
/* Meltfraction-Parameter */
/*****/
#define T_M 413.15 /* [K] Melting Temperature */
#define TS 0.042 /* [-] Transition-Scaling */
#define MS 1.6 /* [-] Melting-Shift */
/*****/

/*****/
/* Melting-Carreau-WLF-Parameter */
/*****/
#define A 162594.8276 /* [Pa*s] Zero-Viscosity */
#define B 40.2318 /* [s] Reciprocal Transition Shear Rate*/
#define C 0.57911 /* [-] Power-Law-Exponent */
#define T_0 443.15 /* [K] Reference Temperature */
#define T_S 292.6409 /* [K] Standard Temperature */
#define lgaT_max 3.0 /* [-] Maximum Temperature-Shift */
/*****/

/*****/
/* Melting-cP-Parameter */
/*****/
#define dhdT_S 2600.0 /* [J/(kg*K)] Lin. Slope for Solids */
#define dhdT_L 2500.0 /* [J/(kg*K)] Lin. Slope for Liquids */
#define n_hS -770000.0 /* [J/kg] Y-Intercept for Solids */
#define n_hL -635000.0 /* [J/kg] Y-Intercept for Liquids */
/*****/

/*****/
/* Melting-Roh-Parameter */
/*****/
#define dvdT_S 0.00000076 /* [m^3/kg] Lin. Slope for Solids */
#define dvdT_L 0.00000110 /* [m^3/kg] Lin. Slope for Liquids */
#define n_vS 0.000845 /* [m^3/kg] Y-Intercept for Solids */
#define n_vL 0.000790 /* [m^3/kg] Y-Intercept for Liquids */
#define ES 0.7 /* [-] Expansion-Shift */
/*****/

/*****/
/* Melting-Lambda-Parameter */
/*****/
#define dldT_L 0.0000475 /* [W/(m*K^2)] Lin. Slope for Liquids */
#define n_lL 0.245 /* [W/(m*K)] Y-Intercept for Liquids */
#define HS 0.375 /* [-] Scal.-Fac. for Solids Bell Curve*/
#define WS 0.000007 /* [-] Scal.-Fac. for Solids Bell Curve*/
#define T_ls 273.15 /* [K] Shift-Fac. for Solids Bell Curve*/
/*****/

/*****/
/* Dissipation-Parameter */
/*****/
#define T_Fin 493.15 /* [K] End of Melting Temp.-Range */
/*****/

```



```

/*****
/* Inlet-Parameter
/*****
#define T_Solid 298.15      /* [K] Inlet-Temp. of Solid Material
#define T_Liquid 473.15    /* [K] Inlet-Temp. of Liquid Material
/*****

/*****
/* Thread-IDs
/*****
#define Screw_Surface_ID 19 /* Fluent_Mesh_ID of Screw Surface
#define Sleeve_Surface_ID 16 /* Fluent_Mesh_ID of Sleeve Surface
#define Interface_1_ID 24   /* Fluent_Mesh_ID of Interface 1
#define Interface_2_ID 25   /* Fluent_Mesh_ID of Interface 2
/*****

/*****
/* Meltfraction
/*****
DEFINE_ADJUST(meltfraction, domain)
{
    /* Variables */
    Thread *thread;
    cell_t cell;
    face_t face;
    real MF;

    thread_loop_c(thread, domain)
    {
        begin_c_loop(cell, thread)
        {
            /* Calculate Meltfraction */
            MF = pow((tanh((C_T(cell, thread) - T_M) * TS) + 1) / 2, MS);

            /* Save Meltfraction as Cell-Property */
            /* (Rounded to the 5th Decimal Digit) */
            C_UDMI(cell, thread, 0) = floor(MF * 100000.0 + 0.5) / 100000.0;
        }
        end_c_loop(cell, thread)
    }

    thread_loop_f(thread, domain)
    {
        if (NNULLP(THREAD_STORAGE(thread, SV_UDM_I)))
        {
            begin_f_loop(face, thread)
            {
                /* Calculate Meltfraction */
                MF = pow((tanh((F_T(face, thread) - T_M) * TS) + 1) / 2, MS);

                /* Save Meltfraction as Face-Property */
                /* (Rounded to the 5th Decimal Digit) */
                F_UDMI(face, thread, 0) = floor(MF * 100000.0 + 0.5) / 100000.0;
            }
            end_f_loop(face, thread)
        }
    }
}

```

```

    }
}
}

/*****
/* Surface-Min-Temperatures */
*****/
DEFINE_ADJUST(surface_min_temperatures, domain)
{
    /* Variables */
    Thread *thread;
    face_t face;
    int t_ID;

    thread_loop_f(thread, domain)
    {
        /* Get ID of thread */
        t_ID = THREAD_ID(thread);

        /* Thread belongs to screw surface or sleeve surface? */
        if (t_ID == Screw_Surface_ID || _
            t_ID == Sleeve_Surface_ID || _
            t_ID == Interface_1_ID || _
            t_ID == Interface_2_ID)
        {
            begin_f_loop(face, thread)
            {
                /* Correct temperature of face and neighbouring cell */
                /* if temperature is lower than T_Fin */
                if (F_T(face, thread) < T_Fin)
                {
                    C_T(F_C0(face, thread), THREAD_T0(thread)) = T_Fin;
                    F_T(face, thread) = T_Fin;
                }
            }
            end_f_loop(face, thread)
        }
    }
}

/*****
/* UDM-Surface-Values */
*****/
DEFINE_ADJUST(udm_surface_values, domain)
{
    /* Variables */
    Thread *thread;
    face_t face;

    thread_loop_f(thread, domain)
    {
        if (NNULLP(THREAD_STORAGE(thread, SV_UDM_I)))
        {
            begin_f_loop(face, thread)
            {

```

```

        F_UDMI(face, thread, 0) = C_UDMI(F_C0(face, thread), _
                                         THREAD_T0(thread), 0);
        F_UDMI(face, thread, 1) = C_UDMI(F_C0(face, thread), _
                                         THREAD_T0(thread), 1);
        F_UDMI(face, thread, 2) = C_UDMI(F_C0(face, thread), _
                                         THREAD_T0(thread), 2);
    }
    end_f_loop(face, thread)
}
}
}

/*****
/* Melting-Carreau-WLF
*****/
DEFINE_PROPERTY(melting_carreau_wlf, cell, thread)
{
    /* Variables */
    real aT;
    real lgaT;

    /* Calculate Viscosity with modified WLF-Approach */
    lgaT = ((8.86 * (T_0 - T_S)) / (101.6 + (T_0 - T_S))) - ((8.86 * _
        (C_T(cell, thread) - T_S)) / (101.6 + (C_T(cell, thread) - _
        T_S)));
    aT = pow(10.0, lgaT_max * (1 - C_UDMI(cell, thread, 0)) + lgaT * _
        C_UDMI(cell, thread, 0));
    C_UDMI(cell, thread, 2) = aT * A / pow(1 + B * _
        C_STRAIN_RATE_MAG(cell, thread) * aT, C);

    /* Return Viscosity */
    return C_UDMI(cell, thread, 2);
}

/*****
/* Melting-cP
*****/
DEFINE_SPECIFIC_HEAT(melting_cp, T, Tref, h, yi)
{
    /* Variables */
    real MF;
    real h_S;
    real h_L;
    real h_min;
    real h_max;
    real cP;

    /* Calculate spec. Enthalpy */
    MF = pow((tanh((T - T_M) * TS) + 1) / 2, MS );
    MF = floor(MF * 100000.0 + 0.5) / 100000.0;
    h_S = dhdT_S * T + n_hS;
    h_L = dhdT_L * T + n_hL;
    *h = h_S * (1 - MF) + h_L * MF;

    /* Calculate spec. Heat Capacity (Num. Derivative of Enthalpy) */

```

```

MF = pow((tanh((T - 0.1 - T_M) * TS) + 1) / 2, MS);
MF = floor(MF * 100000.0 + 0.5) / 100000.0;
h_S = dhdT_S * (T - 0.1) + n_hS;
h_L = dhdT_L * (T - 0.1) + n_hL;
h_min = h_S * (1 - MF) + h_L * MF;

MF = pow((tanh((T + 0.1 - T_M) * TS) + 1) / 2, MS);
MF = floor(MF * 100000.0 + 0.5) / 100000.0;
h_S = dhdT_S * (T + 0.1) + n_hS;
h_L = dhdT_L * (T + 0.1) + n_hL;
h_max = h_S * (1 - MF) + h_L * MF;

cP = ((h_max - h_min) / 0.2);

/* Return spec. Heat Capacity */
return cP;
}

/*****
/* Melting-Roh
*****/
DEFINE_PROPERTY(melting_roh, cell, thread)
{
    /* Variables */
    real v_S;
    real v_L;
    real v;

    /* Calculate Spec. Volume */
    v_S = dvdT_S * C_T(cell, thread) + n_vS;
    v_L = dvdT_L * C_T(cell, thread) + n_vL;
    v = v_S * (1 - pow(C_UDMI(cell, thread, 0), ES)) + v_L * _
        pow(C_UDMI(cell, thread, 0), ES);

    /* Return Density as Reciprocal of Spec. Volume */
    return 1/v;
}

/*****
/* Melting-Lambda
*****/
DEFINE_PROPERTY(melting_lambda, cell, thread)
{
    /* Variables */
    real l_S;
    real l_L;
    real l;

    /* Calculate Thermal Conductivity */
    l_L = dldT_L * C_T(cell, thread) + n_lL;
    l_S = HS * exp(-WS * pow(C_T(cell, thread) - T_lS, 2));
    l = l_S * (1 - C_UDMI(cell, thread, 0)) + l_L * _
        C_UDMI(cell, thread, 0);

    /* Return Thermal Conductivity */

```

```

    return l;
}

/*****
/* Dissipation-Source-Term
*****/
DEFINE_SOURCE(P_dissipation, cell, thread, dS, eqn)
{
    /* Variables */
    real P_diss;
    real eta;
    real aT;
    real lgaT;

    /* Check if Melting is finished */
    if (C_T(cell, thread) < T_Fin)
    {
        /* Melting is NOT finished!
        /* Calculate Dissipation for "Mushy-Zone"! */
        lgaT = ((8.86 * (T_0 - T_S)) / (101.6 + (T_0 - T_S))) -
            ((8.86 * (T_Fin - T_S)) / (101.6 + (T_Fin - T_S)));
        aT = pow(10.0, lgaT);
        eta = aT * A / pow(1 + B *
            C_STRAIN_RATE_MAG(cell, thread) * aT, C);
        P_diss = eta * pow(C_STRAIN_RATE_MAG(cell, thread), 2) *
            C_UDMI(cell, thread, 0);
    }
    else
    {
        /* Melting is finished! Calculate Dissipation for pure Melt! */
        P_diss = C_UDMI(cell, thread, 2) *
            pow(C_STRAIN_RATE_MAG(cell, thread), 2);
    }

    /* Save Dissipation as Cell-Property */
    C_UDMI(cell, thread, 1) = P_diss;

    /* Return Dissipation */
    dS[eqn] = 0.0;
    return P_diss;
}

/*****
/* Temperature-Profile
*****/
DEFINE_PROFILE(inlet_temperature, ft, var)
{
    /* Variables */
    face_t f;

    begin_f_loop(f, ft)
    {
        /* Check if Face is a Boundary-Element */
        If (F_NNODES(f, ft) == 3)
        {

```

```
    /* Face belongs to Tetra-Cells in the Center! */
    /* Use solid Material! */
    F_PROFILE(f, ft, var) = T_Solid;
}
else
{
    /* Face belongs to Prism/Hexa-Cells in the Boundary-Layers! */
    /* Use liquid Material! */
    F_PROFILE(f, ft, var) = T_Liquid;
}
}
end_f_loop(f, ft)
}
```

A.3 Messergebnisse (rheologische und thermodyn. Materialeigenschaften)

Tabelle A.1: Viskosität – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD)

Schergeschwindigkeit [s ⁻¹]	Viskosität [Pa * s]		
	170 °C / 443,15 K	190 °C / 463,15 K	210 °C / 483,15 K
0,01	138180	85933,6	53758
0,02	121990	78977	49160,6
0,03	104870	70629,5	45196
0,04	89202,7	60855,4	39993,6
0,06	74483,8	51897,5	34637,9
0,1	61307,6	43498,8	29611,2
0,16	49834,9	36053,6	24936,6
0,25	40112,5	29443,9	20769,4
0,4	31976,7	23818,9	17033
0,63	25230,2	19058,2	13792,3
1	19743,4	15107,2	11121,4
1,58	15311,8	11871,4	8855,7
2,51	11784,8	9247	6998
3,98	9003,1	7139,6	5463,1
6,31	6822	5474,6	4241,1
10	5139,5	4167,6	3265
15,85	3855,4	3152,7	2495,1
25,12	2871,8	2370,6	1892,9
39,81	2127,1	1771,6	1427,4
63,1	1565,4	1315,6	1070,2
100	1144,4	970,2	796,8

Tabelle A.2: Wärmeleitfähigkeit – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD)

Temperatur [$^{\circ}\text{C}$]	Temperatur [K]	Wärmeleitfähigkeit [$\text{W}/(\text{m} * \text{K})$]
60	333,15	0,3367
70	343,15	0,32413
80	353,15	0,31658
90	363,15	0,3154
100	373,15	0,30003
110	383,15	0,27621
120	393,15	0,2675
130	403,15	0,26364
140	413,15	0,26942
150	423,15	0,26167
160	433,15	0,26345
170	443,15	0,26503
180	453,15	0,26684
190	463,15	0,26475
200	473,15	0,27477
210	483,15	0,27308
220	493,15	0,27153

Tabelle A.3: Dichte und spez. Volumen – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD)

Temperatur [$^{\circ}\text{C}$]	Temperatur [K]	spez. Volumen [m^3/kg]	Dichte [kg/m^3]
70	343,15	0,001107	903,38
80	353,15	0,0011181	894,38
90	363,15	0,001135	881,07
100	373,15	0,0011593	862,6
110	383,15	0,0012081	827,78
120	393,25	0,0012198	819,8
130	403,15	0,0012313	812,13
140	413,15	0,001243	804,52
150	423,15	0,0012546	797,06
160	433,15	0,0012663	789,73
170	443,15	0,0012779	782,54
180	453,15	0,0012895	775,48
190	463,25	0,0013013	768,47
200	473,05	0,0013127	761,79
210	483,05	0,0013243	755,1
220	493,15	0,0013361	748,45

Tabelle A.4: Spez. Enthalpie und spez. Wärmekapazität – Messwerte für Lupolen 2420 D (PE-LD)

Temperatur [°C]	Temperatur [K]	spez. Enthalpie [J/kg]	spez. Wärmekap. [J/(kg * K)]
20	293,15	0,00	2600,00
30	303,15	21386,67	2600,00
40	313,15	44405,00	2599,99
50	323,15	68841,67	2605,11
60	333,15	95113,33	2615,18
70	343,15	123576,67	2639,97
80	353,15	154941,67	2763,27
90	363,15	190333,33	3246,52
100	373,15	232138,33	5154,91
110	383,15	288298,33	9852,47
120	393,15	349761,67	2610,23
130	403,15	374095,00	2500,00
140	413,15	398301,67	2500,00
150	423,15	422713,33	2500,00
160	433,15	447338,33	2500,00
170	443,15	472186,67	2500,00
180	453,15	497281,67	2500,00
190	463,15	522605,00	2500,00
200	473,15	548150,00	2500,00
210	483,15	573913,33	2500,00
220	493,15	599900,00	2500,00
230	503,15	626085,00	2500,00
240	513,15	652461,67	2500,00
250	523,15	679036,67	2500,00

A.4 Protokolle der Plastifizierungsversuche

Tabelle A.5: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [1/6]

Material: Lupolen 2420 D (PE-LD)

Extruder: HSST – 35 mm – 20 D

Plastifizierschnecke: Standardschnecke

Plastifizierhülse: Plastifizierhülse

Werkzeug: Druckdrossel

Abbildungsverweise: Abbildung 4.2



Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 90)	°C	92	92	92	93	93
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	197	219	247	281	313
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	212	219	232	252	273
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	201	200	201	204	210
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	201	202	203	207	211
	Zone 6 (SOLL 190)	°C	202	203	207	215	223
	Zone 7 (SOLL 190)	°C	201	201	201	201	201
Drücke	Schmelze	°C	205	217	228	235	244
	Druck 1	bar	2	8	29	40	45
	Druck 2	bar	122	151	172	183	193
	Druck 3	bar	189	226	248	259	269
Durchsätze	Druck 4	bar	–	–	–	–	–
	Massedurchsatz	kg/h	30	55	85	126	145
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,15	0,14	0,14	0,16	0,15
Drehzahlen	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schneckenhülse (rel.)	%	–	–	–	–	–
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	–	–	–	–	–
	Drehmomentauslastung	%	43	54	61	65	69
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	7,1	12,1	18,3	25,0	32,3
	spez. Energie	kWh/kg	0,24	0,22	0,22	0,20	0,22
	Antriebsleistung (el.)	kW	4,1	9,4	15,3	21,5	28,0
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,14	0,17	0,18	0,17	0,19

Tabelle A.6: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [2/6]**Material:** Lupolen 2420 D (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.9 ; Abbildung 5.10 ; Abbildung 5.13 ; Abbildung 5.23

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 140)	°C	139	138	138	139	139
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	189	190	199	231	253
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	189	192	194	216	236
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	188	190	189	194	199
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	190	190	190	193	195
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	200	201	200	201	204
Drücke	Schmelze	°C	202	214	228	244	256
	Druck 1	bar	122	133	134	125	118
	Druck 2	bar	185	205	202	188	173
	Druck 3	bar	225	249	250	240	230
	Druck 4	bar	135	153	157	155	153
Durchsätze	Druckabfall (Mischer)	bar	90	96	93	85	77
	Massedurchsatz	kg/h	40	70	96	116	140
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,20	0,17	0,16	0,15	0,14
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,23	0,20	0,18	0,17	0,17
Drehzahlen	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	175	349	520	677	817
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	25	51	80	123	183
	Schneckenhülse (rel.)	%	12	13	13	15	18
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
	Drehmomentauslastung	%	63	72	74	73	73
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	9,1	15,6	22,8	28,8	35,2
	spez. Energie	kWh/kg	0,23	0,22	0,24	0,25	0,25
	Antriebsleistung (el.)	kW	6,4	12,9	19,2	24,7	30,4
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,16	0,18	0,20	0,21	0,22

Tabelle A.7: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [3/6]**Material:** Lupolen 2420 D (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Schnecke 6-2**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.9

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 140)	°C	139	138	138	139	141
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	189	192	195	223	254
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	190	193	193	202	221
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	189	192	192	191	193
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	191	191	191	190	192
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	199	201	201	200	201
Drücke	Schmelze	°C	203	216	229	242	253
	Druck 1	bar	116	134	135	129	120
	Druck 2	bar	180	205	203	191	178
	Druck 3	bar	216	245	254	248	238
	Druck 4	bar	132	153	158	157	156
Durchsätze	Druckabfall (Mischer)	bar	84	92	96	91	82
	Massedurchsatz	kg/h	41	71	98	120	140
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,21	0,18	0,16	0,15	0,14
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,23	0,20	0,18	0,17	0,17
Drehzahlen	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	175	356	533	699	846
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	25	45	67	101	155
	Schneckenhülse (rel.)	%	12	11	11	13	15
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
	Drehmomentauslastung	%	63	70	73	73	74
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	8,8	15,4	22,6	29,0	35,5
	spez. Energie	kWh/kg	0,21	0,22	0,23	0,24	0,25
	Antriebsleistung (el.)	kW	6,2	12,7	19,0	24,5	30,7
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,15	0,18	0,19	0,20	0,22

Tabelle A.8: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [4/6]**Material:** Lupolen 2420 D (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Schnecke 6-4**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.10

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 140)	°C	140	140	140	141	—
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	190	190	192	219	—
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	191	194	196	220	—
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	189	193	191	192	—
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	191	192	191	190	—
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	200	200	204	215	—
Drücke	Schmelze	°C	205	222	237	253	—
	Druck 1	bar	110	122	120	107	—
	Druck 2	bar	167	192	185	165	—
	Druck 3	bar	211	233	229	212	—
	Druck 4	bar	136	151	152	145	—
	Druckabfall (Mischer)	bar	75	82	77	67	—
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	36	63	85	101	—
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,18	0,16	0,14	0,13	—
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,20	0,18	0,16	0,14	—
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	—
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	181	361	535	698	—
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	19	39	65	102	—
	Schneckenhülse (rel.)	%	9	10	11	13	—
	Drehrichtung	—	links	links	links	links	—
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	60	69	71	70	—
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	8,5	14,5	21,3	27,2	—
	spez. Energie	kWh/kg	0,24	0,23	0,25	0,27	—
	Antriebsleistung (el.)	kW	6,0	12,3	28,3	23,4	—
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,17	0,19	0,33	0,23	—

Tabelle A.9: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) (vorgewärmt) [5/6]**Material:** Lupolen 2420 D (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.13

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 140)	°C	140	140	141	147	—
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	185	190	195	217	—
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	188	193	197	216	—
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	188	193	191	197	—
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	189	190	190	191	—
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	204	218	230	246	—
Drücke	Schmelze	°C	204	218	230	246	—
	Druck 1	bar	155	174	180	167	—
	Druck 2	bar	210	245	279	165	—
	Druck 3	bar	243	279	281	267	—
	Druck 4	bar	144	165	171	166	—
	Druckabfall (Mischer)	bar	99	114	110	101	—
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	489	87	118	140	—
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,24	0,22	0,20	0,18	—
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,26	0,23	0,21	0,19	—
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	—
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	187	374	551	727	—
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	13	26	49	73	—
	Schneckenhülse (rel.)	%	7	7	8	9	—
	Drehrichtung	—	links	links	links	links	—
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	63	71	75	73	—
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	9,2	15,5	22,9	28,9	—
	spez. Energie	kWh/kg	0,19	0,18	0,19	0,21	—
	Antriebsleistung (el.)	kW	6,4	12,9	19,4	24,8	—
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,13	0,15	0,16	0,18	—

Tabelle A.10: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 D (PE-LD) [6/6]**Material:** Lupolen 2420 D (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (kurz)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.23

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 140)	°C	140	140	140	141	142
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	185	191	200	224	253
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	191	192	195	208	226
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	186	191	190	193	197
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	182	180	189	192	191
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	199	199	200	200	201
Drücke	Schmelze	°C	192	202	212	224	236
	Druck 1	bar	–	–	–	–	–
	Druck 2	bar	180	210	198	192	183
	Druck 3	bar	207	240	252	252	246
	Druck 4	bar	150	174	187	189	187
Durchsätze	Druckabfall (Mischer)	bar	57	66	65	63	59
	Massedurchsatz	kg/h	45	81	119	150	176
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,23	0,20	0,20	0,19	0,18
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,30	0,27	0,31	0,30	0,31
Drehzahlen	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	149	303	379	495	565
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	51	97	221	305	435
	Schneckenhülse (rel.)	%	26	24	37	38	44
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
	Drehmomentauslastung	%	63	72	79	81	81
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	9,6	16,4	24,7	32,0	39,4
	spez. Energie	kWh/kg	0,21	0,20	0,21	0,21	0,22
	Antriebsleistung (el.)	kW	6,3	13,0	20,4	27,3	33,9
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,14	0,16	0,17	0,18	0,19

Tabelle A.11: Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [1/4]**Material:** Dowlex NG 5056 G (PE-LLD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 20 D**Plastifizierschnecke:** Standardschnecke**Plastifizierhülse:** Plastifizierhülse**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 4.3

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 75)	°C	75	75	77	76	77
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	180	185	220	220	270
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	190	220	225	240	260
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	220	210	205	205	210
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	220	220	225	230	245
	Zone 6 (SOLL 190)	°C	220	220	225	225	225
	Zone 7 (SOLL 190)	°C	219	222	224	226	226
	Schmelze	°C	205	220	230	235	245
Drücke	Druck 1	bar	0	15	35	40	45
	Druck 2	bar	125	150	170	180	190
	Druck 3	bar	100	125	130	150	170
	Druck 4	bar	–	–	–	–	–
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	27	57	80	117	145
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,14	0,14	0,13	0,15	0,15
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schneckenhülse (rel.)	%	–	–	–	–	–
	Drehrichtung	–	–	–	–	–	–
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	44	55	57	67	71
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	6,8	12,2	17,9	26,0	35,1
	spez. Energie	kWh/kg	0,25	0,21	0,22	0,22	0,24
	Antriebsleistung (el.)	kW	4,0	9,8	14,8	22,6	30,3
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,15	0,17	0,19	0,19	0,21

Tabelle A.12: Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [2/4]**Material:** Dowlex NG 5056 G (PE-LLD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.12 ; Abbildung 5.24

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 70)	°C	87	93	104	116	–
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	190	191	219	254	–
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	191	193	211	242	–
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	191	192	193	200	–
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	191	192	191	196	–
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	200	201	201	201	–
Drücke	Schmelze	°C	213	235	258	278	–
	Druck 1	bar	117	165	168	162	–
	Druck 2	bar	205	270	270	254	–
	Druck 3	bar	256	310	312	303	–
	Druck 4	bar	180	213	219	217	–
	Druckabfall (Mischer)	bar	76	97	93	86	–
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	40	76	104	126	–
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,20	0,19	0,17	0,16	–
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,22	0,21	0,19	0,17	–
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	–
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	181	366	548	724	–
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	19	34	52	76	–
	Schneckenhülse (rel.)	%	10	8	9	9	–
	Drehrichtung	–	links	links	links	links	–
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	79	92	93	91	–
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	10,4	19,9	28,3	35,8	–
	spez. Energie	kWh/kg	0,26	0,26	0,27	0,28	–
	Antriebsleistung (el.)	kW	8,2	16,9	24,3	30,9	–
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,21	0,22	0,23	0,25	–

Tabelle A.13: Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [3/4]**Material:** Dowlex NG 5056 G (PE-LLD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Schnecke 6-4**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.12

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 70)	°C	72	72	73	75	—
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	186	190	213	255	—
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	193	193	210	243	—
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	190	190	193	197	—
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	190	191	192	196	—
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	201	208	220	238	—
Drücke	Schmelze	°C	205	228	250	271	—
	Druck 1	bar	195	203	210	200	—
	Druck 2	bar	275	310	300	280	—
	Druck 3	bar	318	354	350	333	—
	Druck 4	bar	218	244	243	233	—
	Druckabfall (Mischer)	bar	100	110	107	100	—
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	49	84	114	143	—
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,25	0,21	0,19	0,18	—
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,28	0,24	0,21	0,20	—
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	—
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	177	358	539	711	—
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	23	42	61	89	—
	Schneckenhülse (rel.)	%	11	11	10	11	—
	Drehrichtung	—	links	links	links	links	—
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	103	106	106	103	—
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	13,8	22,8	32,2	40,4	—
	spez. Energie	kWh/kg	0,28	0,27	0,28	0,28	—
	Antriebsleistung (el.)	kW	10,9	19,6	27,8	35,0	—
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,22	0,23	0,24	0,25	—

Tabelle A.14: Plastifizierungsversuch mit Dowlex NG 5056 G (PE-LLD) [4/4]**Material:** Dowlex NG 5056 G (PE-LLD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (kurz)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.24

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 70)	°C	72	73	82	82	82
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	190	198	227	242	243
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	190	187	254	250	255
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	188	191	257	257	257
	Zone 5 (SOLL 190)	°C	190	190	262	260	261
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	200	200	259	260	262
Drücke	Schmelze	°C	198	211	241	250	260
	Druck 1	bar	–	–	–	–	–
	Druck 2	bar	250	315	288	300	301
	Druck 3	bar	281	345	327	343	318
	Druck 4	bar	222	268	256	267	254
Durchsätze	Druckabfall (Mischer)	bar	59	77	71	76	64
	Massedurchsatz	kg/h	55	101	150	192	230
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,27	0,25	0,25	0,24	0,23
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,31	0,30	0,28	0,27	0,26
Drehzahlen	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	176	354	530	706	880
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	24	46	70	94	120
	Schneckenhülse (rel.)	%	12	12	12	12	12
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
	Drehmomentauslastung	%	97	112	109	111	114
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	13,0	24,9	37,0	46,3	57,7
	spez. Energie	kWh/kg	0,24	0,25	0,25	0,24	0,25
	Antriebsleistung (el.)	kW	10,3	20,9	28,7	38,0	48,2
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,19	0,21	0,19	0,20	0,21

Tabelle A.15: Plastifizierungsversuch mit HC 205 TF (PP-Homo.)**Material:** HC 205 TF (PP Homo.)**Extruder:** HSST – 35 mm – 20 D**Plastifizierschnecke:** Standardschnecke**Plastifizierhülse:** Plastifizierhülse fix**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 4.4

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 135)	°C	135	135	135	135	135
	Zone 2 (SOLL 220)	°C	225	245	265	270	305
	Zone 3 (SOLL 220)	°C	225	240	250	255	275
	Zone 4 (SOLL 220)	°C	220	220	220	220	225
	Zone 5 (SOLL 220)	°C	220	220	220	218	221
	Zone 6 (SOLL 220)	°C	221	221	222	221	223
	Zone 7 (SOLL 200)	°C	200	205	205	205	215
Drücke	Schmelze	°C	205	215	220	230	240
	Druck 1	bar	160	230	260	285	285
	Druck 2	bar	225	250	250	245	230
	Druck 3	bar	225	260	265	265	260
Durchsätze	Druck 4	bar	–	–	–	–	–
	Massedurchsatz	kg/h	50	90	125	150	175
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,25	0,23	0,21	0,19	0,18
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	–	–	–	–	–
Drehzahlen	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	–	–	–	–	–
	Schneckenhülse (rel.)	%	–	–	–	–	–
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	–	–	–	–	–
	Drehmomentauslastung	%	87	87	84	82	80
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	11,4	18,8	25,1	31,8	37,6
	spez. Energie	kWh/kg	0,23	0,21	0,20	0,21	0,21
	Antriebsleistung (el.)	kW	9,2	16,0	22,1	27,6	32,5
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,18	0,18	0,18	0,18	0,19

Tabelle A.16: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 F (PE-LD) [1/3]**Material:** Lupolen 2420 F (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.8 ; Abbildung 5.25

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 90)	°C	90	94	95	99	101
	Zone 2 (SOLL 170)	°C	171	170	182	204	237
	Zone 3 (SOLL 170)	°C	171	170	177	191	211
	Zone 4 (SOLL 170)	°C	170	170	173	172	176
	Zone 5 (SOLL 170)	°C	170	170	173	172	179
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	200	200	201	201	201
Drücke	Schmelze	°C	180	192	206	218	231
	Druck 1	bar	90	100	100	85	80
	Druck 2	bar	150	168	163	142	130
	Druck 3	bar	183	204	208	193	185
	Druck 4	bar	111	126	131	126	122
Durchsätze	Druckabfall (Mischer)	bar	72	78	77	67	63
	Massedurchsatz	kg/h	41	71	96	115	133
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,24	0,20	0,18	0,17	0,16
Drehzahlen	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	170	348	520	680	819
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	30	52	80	120	181
	Schneckenhülse (rel.)	%	15	13	13	15	18
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
	Drehmomentauslastung	%	52	62	69	69	63
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	8,4	14,4	20,2	25,2	29,7
	spez. Energie	kWh/kg	0,21	0,20	0,21	0,22	0,22
	Antriebsleistung (el.)	kW	5,8	11,5	16,7	21,2	25,5
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,14	0,16	0,17	0,18	0,19

Tabelle A.17: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 F (PE-LD) [2/3]**Material:** Lupolen 2420 F (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Schnecke 6-2**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.8

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

Parameter \ Messpunkt		Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 90)	°C	91	92	95	97	99
	Zone 2 (SOLL 170)	°C	171	170	177	206	232
	Zone 3 (SOLL 170)	°C	164	173	171	183	200
	Zone 4 (SOLL 170)	°C	169	173	171	171	173
	Zone 5 (SOLL 170)	°C	170	170	170	173	176
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	200	199	200	200	200
Drücke	Schmelze	°C	182	194	207	220	233
	Druck 1	bar	85	102	100	88	78
	Druck 2	bar	145	168	161	145	130
	Druck 3	bar	180	205	207	195	182
	Druck 4	bar	111	128	131	130	124
	Druckabfall (Mischer)	bar	69	77	76	65	58
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	39	72	96	116	134
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,23	0,20	0,18	0,17	0,16
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	173	353	526	689	832
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	27	47	74	111	168
	Schneckenhülse (rel.)	%	14	12	12	14	17
	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	59	65	65	63	62
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	8,4	14,5	20,1	25,2	30,1
	spez. Energie	kWh/kg	0,21	0,20	0,21	0,22	0,22
	Antriebsleistung (el.)	kW	6,0	11,5	16,7	21,3	25,7
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,15	0,16	0,17	0,18	0,19

Tabelle A.18: Plastifizierungsversuch mit Lupolen 2420 F (PE-LD) [3/3]**Material:** Lupolen 2420 F (PE-LD)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (kurz)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.25

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 90)	°C	90	89	90	89	89
	Zone 2 (SOLL 170)	°C	170	165	171	180	200
	Zone 3 (SOLL 170)	°C	170	173	177	194	214
	Zone 4 (SOLL 170)	°C	170	172	171	172	176
	Zone 5 (SOLL 170)	°C	171	171	170	170	172
	Zone 6 (SOLL 200)	°C	200	200	200	200	200
Drücke	Schmelze	°C	183	196	208	220	228
	Druck 1	bar	–	–	–	–	–
	Druck 2	bar	120	130	130	130	112
	Druck 3	bar	148	163	165	168	169
	Druck 4	bar	111	124	129	132	136
Durchsätze	Druckabfall (Mischer)	bar	37	39	36	36	33
	Massedurchsatz	kg/h	35	58	80	101	129
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,18	0,15	0,13	0,13	0,13
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,19	0,16	0,15	0,14	0,16
Drehzahlen	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	183	365	547	711	785
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	17	35	53	89	215
	Schneckenhülse (rel.)	%	9	9	9	11	22
Auslastung / Leistungen	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
	Drehmomentauslastung	%	48	53	55	56	59
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	7,5	12,2	16,9	22,3	28,5
	spez. Energie	kWh/kg	0,21	0,21	0,21	0,22	0,22
	Antriebsleistung (el.)	kW	4,7	9,3	14,0	18,7	24,1
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,13	0,16	0,17	0,19	0,19

Tabelle A.19: Plastifizierungsversuch mit Styrolution PS 165 N (PS) [1/2]**Material:** Styrolution PS 165 N (PS)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Referenzschnecke**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.11

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 190)	°C	190	190	190	190	189
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	189	190	190	190	191
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	191	193	192	191	192
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	188	193	191	191	191
	Zone 5 (SOLL 195)	°C	195	195	195	195	195
	Zone 6 (SOLL 210)	°C	209	210	210	210	210
Drücke	Schmelze	°C	217	229	237	243	249
	Druck 1	bar	42	45	41	35	25
	Druck 2	bar	90	82	80	80	73
	Druck 3	bar	103	100	100	103	103
	Druck 4	bar	62	64	66	69	70
	Druckabfall (Mischer)	bar	41	36	34	34	33
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	34	57	80	106	126
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,17	0,14	0,13	0,13	0,13
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,18	0,15	0,14	0,14	0,14
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	190	381	567	745	918
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	10	19	33	55	82
	Schneckenhülse (rel.)	%	5	5	6	7	8
	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	39	39	40	41	41
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	6,0	9,2	13,0	16,9	21,0
	spez. Energie	kWh/kg	0,18	0,16	0,16	0,16	0,17
	Antriebsleistung (el.)	kW	3,7	6,7	9,9	13,5	16,8
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,11	0,12	0,12	0,13	0,13

Tabelle A.20: Plastifizierungsversuch mit Styrolution PS 165 N (PS) [2/2]**Material:** Styrolution PS 165 N (PS)**Extruder:** HSST – 35 mm – 21 D**Plastifizierschnecke:** Schnecke 6-4**Plastifizierhülse:** Schneckenhülse (lang)**Werkzeug:** Druckdrossel**Abbildungsverweise:** Abbildung 5.11

Institut für Produkt Engineering

Konstruktion und Kunststoffmaschinen
Prof. Dr.- Ing. J. Wortberg

	Parameter \ Messpunkt	Einheit	#1	#2	#3	#4	#5
Temperaturen	Zone 1 (SOLL 190)	°C	191	191	190	190	190
	Zone 2 (SOLL 190)	°C	188	191	190	190	193
	Zone 3 (SOLL 190)	°C	185	191	191	193	202
	Zone 4 (SOLL 190)	°C	189	191	190	191	191
	Zone 5 (SOLL 195)	°C	195	195	195	195	195
	Zone 6 (SOLL 210)	°C	210	210	210	210	210
Drücke	Schmelze	°C	218	229	237	244	251
	Druck 1	bar	32	32	40	40	40
	Druck 2	bar	68	76	78	80	74
	Druck 3	bar	96	98	97	100	98
	Druck 4	bar	65	66	67	69	69
	Druckabfall (Mischer)	bar	31	32	30	31	29
Durchsätze	Massedurchsatz	kg/h	28	47	69	91	109
	spez. Durchsatz (abs.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,14	0,12	0,12	0,11	0,11
	spez. Durchsatz (rel.)	(kg/h)/min ⁻¹	0,14	0,12	0,12	0,12	0,12
	Schnecke (abs.)	min ⁻¹	200	400	600	800	1.000
Drehzahlen	Schnecke (rel.)	min ⁻¹	195	383	572	756	936
	Schneckenhülse (abs.)	min ⁻¹	5	17	28	44	64
	Schneckenhülse (rel.)	%	3	4	5	6	6
	Drehrichtung	–	links	links	links	links	links
Auslastung / Leistungen	Drehmomentauslastung	%	35	36	37	37	38
	Gesamt-Leistung (el.)	kW	5,4	8,3	11,6	15,1	18,6
	spez. Energie	kWh/kg	0,19	0,18	0,17	0,17	0,17
	Antriebsleistung (el.)	kW	3,4	6,3	9,3	12,3	15,5
	spez. Antriebsenergie	kWh/kg	0,12	0,13	0,13	0,14	0,14

Curriculum Vitae

Der Lebenslauf ist in der Online-Version aus Gründen des Datenschutzes nicht enthalten.